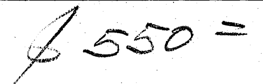
clave- 401





UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE INGENIERIA

APUNTES DE TRANSPORTE DE HIDROCARBUROS

FRANCISCO GARAICOCHEA P.

DIVISION DE INGENIERIA EN CIENCIAS DE LA TIERRA
DEPARTAMENTO DE EXPLOTACION DEL PETROLEO

FI/DICT/85-033

P R E F A C I O

En febrero de 1979 se firmó un convenio de colaboración entre la UNAM, PEMEX, IMP y el CIPM (Colegio de Ingenieros Petroleros de México). El objeto del convenio ha sido elevar el nivel académico de los alumnos del área de Ingeniería Petrolera en la Facultad de Ingeniería, tanto de licenciatura como de posgrado, así como crear el Doctorado, y promover la superación de un mayor número de profesionales que laboran en la industria petrolera, por medio de cursos de actualización y especialización.

Uno de los programas que se están llevando a cabo a nivel de licenciatura, dentro del marco del Convenio, es la elaboración y actualización de apuntes de las materias de la carrera de Ingeniero Petrolero. Con esto se pretende dotar al alumno de más y mejores medios para elevar su nivel académico, a la vez que proporcionar al profesor material didáctico que lo auxilie en el proceso enseñanza-aprendizaje.

Estos apuntes fueron preparados utilizando en parte material contenido en el libro "FLUJO MULTIFASICO EN TUBERIAS", elaborado por los ingenieros Antonio Acuña R., Francisco Garaicochea P. y Tomás Limón H., y publicado por el IMP en 1976.

Con el objeto de facilitar el empleo de computadoras programables, se realizó una investigación sustancial para presentar ecuaciones, en vez de las gráficas que muestran los resultados de las correlaciones.

Es conveniente indicar que los temas tratados en estas notas complementan a los elaborados por el ingeniero Eduardo Lozano V., en sus "APUNTES DE MEDICION Y TRANSPORTE DE HIDROCARBUROS".

Se agradece la colaboración del estudiante Miguel Angel Hernández García, en la revisión de algunos capítulos de estos apuntes.

DEPARTAMENTO DE EXPLOTACION DEL PETROLEO

Noviembre de 1983.

TRANSPORTE DE HIDROCARBUROS

CONTENIDO

1.- PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS

1.1.- Introducción.

El primer problema que surge en relación con la determinación de las propiedades de los fluidos, es la carencia de análisis pVT apropiados de laboratorio. El análisis con que generalmente se cuenta está realizado a la temperatura del yacimiento, bajo condiciones de separación diferencial; sin embargo, al escurrir los fluidos a través de la tubería de producción y de la línea de descarga, su temperatura disminuye y el gas liberado no se separa totalmente del aceite. Para conocer, a diferentes presiones y temperaturas, las propiedades de los fluidos, éstas se determinan generalmente por medio de correlaciones. Al usar correlaciones se sobreentiende que se obtendrán valores aproximados de las propiedades mencionadas, lo que en sí acarrea un margen de error.

Para facilitar el uso de calculadoras programables, los resultados de las correlaciones se expresan en forma de ecuaciones, en lugar de presentar las figuras que generalmente aparecen en los trabajos originales.

Las unidades en que están expresadas las ecuaciones son las que aparecen en la nomenclatura, a menos que se indiquen en el texto otras unidades.

1.2.- Propiedades del aceite saturado.

1.2.1.- Correlación de M.B. Standing.[1*]

Esta correlación establece las relaciones empíricas observadas entre la presión de saturación y el factor de volumen del aceite, en función de la razón gas disuelto - aceite, las densidades del gas y del aceite producidos, la presión y la temperatura. La correlación se estableció para aceites y gases producidos en California y para otros sistemas de crudo de bajo encogimiento, simulando una separación instantánea en dos etapas a 100°F. La primera etapa se realizó a una presión de 250 a 450 lb/pg^2 abs, y la segunda etapa a la presión atmosférica.

Debe entenderse que la densidad del aceite producido en el tanque de almacenamiento dependerá de las condiciones de separación (etapas, presiones y temperaturas). Mientras más etapas de separación sean, el aceite será más ligero (mayor densidad API).

La presión del aceite saturado se correlacionó en la siguiente forma:

$$p = 18\left[\left(\frac{R_s}{\gamma_g}\right)^{0.83} \frac{10^{0.00091(T)}}{10^{0.0125(\gamma_o)}}\right] \tag{1.2.1}$$

Por lo que despejando la relación gas disuelto - aceite (R_s) de la ecuación anterior se tiene:

* Referencias al final de cada capítulo.

$$R_s = \gamma_g \left[\frac{p}{18} \quad \frac{10^{0.0125\ (\gamma_o)}}{10^{0.00091(T)}} \right]^{\frac{1}{0.83}} \tag{1.2.2}$$

El factor de volumen del aceite fue correlacionado con la relación gas disuelto-aceite, la temperatura, la densidad relativa del gas y la densidad del aceite. Se obtuvo la siguiente expresión:

$$B_o = 0.972 + 0.000\ 147\ (F)^{1.175} \tag{1.2.3}$$

Donde:

$$F = R_s\ (\ \gamma_g /\ \gamma_o)^{1/2} + 1.25\ T \tag{1.2.4}$$

1.2.2.- Correlación de Vázquez[2]

Para establecer estas correlaciones se usaron más de 6000 datos de R_s, B_o y μ_o, a varias presiones y temperaturas. Como el valor de la densidad relativa del gas es un parámetro de correlación importante, se decidió usar un valor de dicha densidad relativa normalizado a una presión de separación de 100 lb/pg^2 manométrica . Por lo tanto, el primer paso para usar estas correlaciones consiste en obtener el valor de la densidad relativa del gas a dicha presión. Para esto se propone la siguiente ecuación:

$$\gamma_{gs} = \gamma_{gp}\ (1 + 5.912 \times 10^{-5}\ \gamma_o\ T_s\ \log\ (p_s\ /\ 114.7)) \tag{1.2.5}$$

Donde:

γ_{gs} - densidad relativa del gas resultante de una separación a 100 lb/pg^2 manométrica.

γ_{gp} - densidad relativa del gas obtenida a las condiciones de separación de p_s y T_s.

p_s - presión de separación real, en lb/pg^2 abs

T_s - temperatura de separación real, en °F.

La correlación para determinar R_s se afinó dividiendo los datos en dos grupos, de acuerdo con la densidad del aceite. Se obtuvo la siguiente ecuación:

$$R_s = C_1\ \gamma_{gs}\ p^{C_2}\ \exp\ (C_3\ (\ \gamma_o/(T + 460))) \tag{1.2.6}$$

Los valores de los coeficientes son:

Coeficientes	$\gamma_o \leq 30°$ API	$\gamma_o > 30°$ API
C_1	0.0362	0.0178
C_2	1.0937	1.1870
C_3	25.724	23.931

La expresión que se obtuvo para determinar el factor de volumen es:

$$B_o = 1 + C_1 R_s + C_2 (T-60) (\gamma_o / \gamma_{gs}) + C_3 R_s (T-60) (\gamma_o / \gamma_{gs}) \qquad (1.2.7)$$

Los valores de los coeficientes son:

Coeficientes	$\gamma_o \leq 30°$ API	$\gamma_o > 30°$ API
C_1	4.677×10^{-4}	4.67×10^{-4}
C_2	1.751×10^{-5}	1.1×10^{-5}
C_3	-1.811×10^{-8}	1.337×10^{-9}

1.2.3.- Correlación de Øistein

Esta correlación fue establecida utilizando muestras de aceite producido en el Mar del Norte, donde predominan los aceites de tipo volátil. Los valores de R_s y B_o se obtienen mediante los pasos siguientes:

1.- Calcule p^* con:

$$\log p^* = -2.57364 + 2.35772 \log p - 0.703988 (\log p)^2 + 0.098479 (\log p)^3 \quad . \ . \qquad (1.2.8)$$

2.- Calcule R_s con:

$$R_s = \gamma_g \left[\left(\frac{p^* \quad \gamma_o^{0.989}}{T^{0.130}} \right) \right]^{\frac{1}{0.816}} \qquad (1.2.9)$$

3.- Calcule $B_o{}^*$ con:

$$B_o{}^* = R_s \left(\gamma_g / \gamma_{ro} \right)^{0.526} + 0.968\ T \qquad (1.2.10)$$

4.- Determine B_o con:

$$\log (B_o - 1) = - 6.58511 + 2.91329 \log B_o^* - 0.27683(\log B_o^*)^2 \qquad (1.2.11)$$

1.2.4.- Densidad del aceite saturado.

La densidad del aceite saturado, en lb_m/pie^3, es:

$$\rho_o = \frac{62.4 \ \gamma_{ro} + 0.01362 \ R_s \ \gamma_{gd}}{B_o} \qquad (1.2.12)$$

1.2.5.- Correlación para determinar la viscosidad del aceite saturado.[4]

La viscosidad del aceite saturado se puede calcular de la manera siguiente:

$$\mu_o = a \ \mu_{om}^b \qquad (1.2.13)$$

$$a = 10.715 \ (R_s + 100)^{-0.515} \qquad (1.2.14)$$

$$b = 5.44 \ (R_s + 150)^{-0.338} \qquad (1.2.15)$$

$$\mu_{om} = 10^x - 1 \qquad (1.2.16)$$

$$X = y \ T^{-1.163} \qquad (1.2.17)$$

$$y = 10^Z \qquad (1.2.18)$$

$$Z = 3.0324 - 0.02023 \ \gamma_o \qquad (1.2.19)$$

Donde:

μ_o : Viscosidad del aceite saturado

μ_{om} : Viscosidad del aceite muerto a T

1.2.6.- Correlación para calcular la tensión superficial del aceite saturado.[5]

La tensión superficial del aceite saturado, en dinas/cm, se puede determinar con la siguiente expresión:

$$\sigma_o = (42.4 - 0.047 \ T - 0.267 \ \gamma_o) \exp (-0.0007 \ p) \qquad (1.2.20)$$

1.3.- Propiedades del aceite bajosaturado.

1.3.1.- Correlación para obtener la compresibilidad del aceite bajosaturado.[2]

La ecuación siguiente sirve para determinar la compresibilidad del aceite bajosaturado:

$$C_o = (a_1 + a_2 R_s + a_3 T + a_4 \gamma_{gs} + a_5 \gamma_o) / a_6 p \qquad (1.3.1)$$

Donde: $a_1 = -1433$, $a_2 = 5$, $a_3 = 17.2$, $a_4 = -1180$, $a_5 = 12.61$, $a_6 = 10^5$

1.3.2.- Densidad del aceite bajosaturado

La densidad del aceite bajosaturado está dada por la siguiente expresión:

$$\rho_o = \rho_{ob} \exp C_{ob} (p - p_b) \qquad (1.3.2)$$

Donde:

ρ_{ob} : densidad del aceite a p_b

C_{ob} : compresibilidad del aceite a p_b

1.3.3.- Correlación para calcular la viscosidad del aceite bajosaturado.[2]

La viscosidad del aceite bajosaturado se obtiene de la manera siguiente:

$$\mu_o = \mu_{ob} (p/p_b)^m \qquad (1.3.3)$$

$$m = C_1 p^{C_2} \exp (C_3 + C_4 p) \qquad (1.3.4)$$

Donde:

$C_1 = 2.6$ $\qquad C_3 = -11.513$

$C_2 = 1.187$ $\qquad C_4 = -8.98 \times 10^{-5}$

μ_{ob} - viscosidad a p_b

1.3.4.- Correlación para obtener el factor de volumen del aceite bajo saturado.[2]

Para el aceite bajosaturado se tiene la ecuación:

$$B_o = B_{ob} / \exp (C_o (p - p_b)) \qquad (1.3.5)$$

Donde Co es la compresibilidad del aceite bajosaturado, calculable con la Ec. (1.3.1).

1.3.5.- Correlaciones para obtener p_b

Es obvio que el primer paso para obtener las propiedades del aceite bajo-saturado es la determinación de la presión de saturación del aceite. Esta presión puede obtenerse con la Ec. (1.2.1) cuendo el aceite es de bajo encogimiento. Para aceites volátiles se puede usar la correlación de Øistein:

$$\log p_b = 1.7669 + 1.7447 \log p_b^* - 0.30218(\log p_b^*)^2 \quad (1.3.6)$$

Donde:

$$p_b^* = \left(\frac{R}{\gamma_{gd}}\right)^{0.816} \frac{T^{0.130}}{\gamma_o^{0.989}} \quad (1.3.7)$$

El valor de p_b así obtenido puede corregirse usando una ecuación similar a la (1.19). Es conveniente indicar además que generalmente la presión de saturación del agua se considera igual a la del aceite.

1.4.- Propiedades dal gas natural (12)

1.4.1.- Densidad relativa del gas

Generalmente se utiliza sólo el valor de la densidad relativa del gas producido (que se proporciona como dato) en los cálculos de las propiedades de los fluidos. Sin embargo, es conveniente distinguir la densidad relativa del gas libre (γ_{gf}) y la densidad relativa del gas disuelto (γ_{gd}) de la densidad relativa del gas producido (γ_g).

La densidad relativa del gas disuelto puede obtenerse con:

$$\gamma_{gd} = 0.25 + 0.02 \ \gamma_o + (10^{-6}) \ (0.6874-3.5864 \ \gamma_o) \ R_s \ . \ . \ . \ . \ (1.4.1)$$

El valor de la densidad relativa del gas libre se obtiene con:

$$\gamma_{gf} = (R \ \gamma_g - R_s \ \gamma_{gd}) \ / \ (R - R_s) \ . \ . \ . \ . \ . \ . \ . \ . \ . \ . \ . \ . \ . \ . \ . \ (1.4.2)$$

1.4.2.- Determinación del factor de volumen del gas.

De la ecuación de los gases reales se obtiene:

$$B_g = \frac{0.02825\ Z\ (T + 460)}{P} \qquad (1.4.3)$$

1.4.3.- Determinación de la densidad del gas.

La densidad del gas esta dada por la siguiente expresión:

$$\rho_g = \frac{0.0764\ \gamma_{gf}}{B_g} \qquad (1.4.4)$$

Substituyendo (1.4.3) en (1.4.4)

$$\rho_g = \frac{2.7044\ P\ \gamma_{gf}}{Z\ (T + 460)} \qquad (1.4.5)$$

1.4.4.- Determinación del factor de compresibilidad del gas.(11)

Existen diferentes correlaciones para calcular las propiedades pseudocríticas del gas. Las curvas correspondientes a los gases han sido establecidas utilizando gases de los separadores y vapores obtenidos en los tanques de almacenamiento. Estos gases contienen altas proporciones de metano, etano, propano y butano. Las curvas correspondientes a los "condensados" pertenecen a gases que contienen cantidades relativamente grandes de los componentes más pesados. Standing[6], sugiere el uso de las curvas de "condensados" en los cálculos que involucren gases en equilibrio con el aceite y el uso de las curvas correspondientes al gas, para gases superficiales.

La ecuación para gases superficieales es:

$$T_{pc} = 167 + 316.67\ \gamma_{gf} \qquad (1.4.6)$$

$$P_{pc} = 702.5 - 50\ \gamma_{gf} \qquad (1.4.7)$$

La ecuación para gases húmedos (condensados) es:

$$T_{pc} = 238 + 210\ \gamma_{gf} \qquad (1.4.8)$$

$$P_{pc} = 740 - 100\ \gamma_{gf} \qquad (1.4.9)$$

Las ecuaciones siguientes permiten calcular, por ensaye y error, el valor de Z, usando como datos:

$$T_{pr} = \frac{T + 460}{T_{pc}} \qquad (1.4.10)$$

$$p_{pr} = \frac{p}{p_{pc}} \qquad (1.4.11)$$

$$\rho_r = 0.27\ p_{pr}\ /\ Z\ T_{pr} \qquad (1.4.12)$$

$$Z = (A_1 + A_2 / T_{pr} + A_3 / T_{pr}^3)\ \rho_r + (A_4 + A_5/T_{pr})\ \rho_r^2 + (A_5\ A_6\ \rho_r^5) / T_{pr} + (A_7\ \rho_r^2/T_{pr}^3)(1 + A_8\rho_r^2)(\exp(-A_8\rho_r^2)) + 1 \qquad (1.4.13)$$

Donde:

$A_1 = 0.31506$	$A_5 = -0.6123$
$A_2 = -1.0467$	$A_6 = -0.10489$
$A_3 = -0.5783$	$A_7 = 0.68157$
$A_4 = 0.5353$	$A_8 = 0.68446$

El procedimiento consiste en suponer un valor de Z y obtener ρ_r para ese valor supuesto. Se calcula Z con la Ec. (1.4.13) y se compara con el supuesto. Si no coinciden estos valores, se supone para la siguiente iteración el valor de Z calculado. El procedimiento se repite hasta caer dentro de una tolerancia preestablecida (menor o igual a 0.001)

1.4.5.- Propiedades de gases que contienen N_2, CO_2 y H_2S

Las propiedades pseudocríticas de gases que contienen cantidades apreciables de N_2, CO_2 y H_2S, pueden calcularse por el método de Wichert y Aziz.[10] La densidad relativa de este gas puede calcularse con:

$$\gamma_{gc} = (\gamma_g - 0.967\ yN_2 - 1.52\ yCO_2 - 1.18\ yH_2S) / (1 - yN_2 - yCO_2 - yH_2S) \qquad (1.4.14)$$

Las propiedades pseudocríticas de dicha mezcla se obtienen con:

$$p_{pcm} = (1 - yN_2 - yCO_2 - yH_2S)\ p_{pc} + 493\ yN_2 + 1071\ yCO_2 + 1306\ yH_2S \qquad (1.4.15)$$

$$T_{pcm} = (1 - yN_2 - yCO_2 - yH_2S)\ T_{pc} + 227\ yN_2 + 548\ yCO_2 + 672\ yH_2S \qquad (1.4.16)$$

Estos valores deben de ajustarse, por su contenido de CO_2 y H_2S, mediante las ecuaciones de Wichert y Aziz:

$$C_{wa} = 120((\; y\,CO_2 + yH_2S)^{0.9} - (y\,CO_2 + y\,H_2S)^{1.6})$$

$$+ \; 15\;(y\,H_2S^{0.5} - y\,H_2S^{4}) \qquad (1.4.17)$$

$$T'_{pcm} = T_{pcm} - C_{wa} \qquad (1.4.18)$$

$$P'_{pcm} = P_{pcm}\; T'_{pcm} \;/\; (T_{pcm} + y\,H_2S(1 - y\,H_2S)\; C_{wa}) \qquad (1.4.19)$$

1.4.6.- Correlación para determinar la viscosidad del gas.

La viscosidad del gas se obtiene con la siguiente ecuación:[7]

$$\mu_g = K\;(10^{-4})\;\exp\left[(X)\;(\rho_g/62.428\;)^{Y}\right] \qquad (1.4.20)$$

$$K = \frac{(9.4 + 0.5794 \quad \gamma_{gf})(T + 460)^{1.5}}{209 + 550.4 \quad \gamma_{gf} + (T + 460)} \qquad (1.4.21)$$

$$X = 3.5 + \frac{986}{(T + 460)} + 0.2897 \quad \gamma_{gf} \qquad (1.4.22)$$

$$Y = 2.4 - 0.2 \quad X \qquad (1.4.23)$$

1.5.- Propiedades del agua saturada:

1.5.1.- Correlación para determinar el factor de volumen del agua saturada.[8]

El factor de volumen del agua saturada se puede calcular con la siguiente ecuación:

$$B_w = 1.0 + 1.2 \times 10^{-4}\;(T-60) + 1.0 \times 10^{-6}\;(T-60) - 3.33 \times 10^{-6}\;p \qquad (1.5.1)$$

1.5.2.- Densidad del agua saturada.

La densidad del agua saturada puede obtenerse de la expresión siguiente:

$$\rho_w = \frac{62.43}{B_w} \qquad (1.5.2)$$

1.5.3.- Correlación para determinar la viscosidad del agua saturada.[9]

La viscosidad del agua saturada es función de el porcentaje de NaCl que contenga y está dada por:

$$\mu_w = A + B/T \qquad (1.5.3)$$

Donde:

$$A = -0.04518 + 0.009313\ (\%\ NaCl) - 0.000393\ (\%\ Na\ Cl)^2 \qquad (1.5.4)$$

$$B = 70.634 + 0.09576\ (\%\ NaCl)^2 \qquad (1.5.5)$$

Si las presiones son elevadas, es necesario corregir el valor de la viscosidad, obtenido con la Ec. (1.5.3), por efecto de la presión. Este factor se obtiene con la expresión:

$$f(p, T) = 1 + 3.5 \times 10^{-12} (p)^2\ (T-40) \qquad (1.5.6)$$

Esta correlación puede aplicarse para el rango de valores siguiente:

$60°F \leq T \leq 400°F$

$P \leq 10\ 000\ lb/pg^2$

Salinidad % NaCl $\leq$ 26 %

1.5.4.- Correlación para calcular la tensión superficial agua - gas.

La tensión superficial agua - gas se calcula con las siguientes expresiones:

$$\sigma_{w1} = 52.5 - 0.006\ p \qquad (1.5.7)$$

$$\sigma_{w2} = 76\ \exp\ (-\ 0.00025\ p) \qquad (1.5.8)$$

$$\sigma_w = \left[\frac{(280 - T)}{206} (\sigma_{w2} - \sigma_{w1}) + \sigma_{w1} \right] \qquad (1.5.9)$$

Donde:

σ_{w1} : tensión superficial agua - gas a 280°F

σ_{w2} : tensión superficial agua - gas a 74°F

σ_w : tensión superficial a p y T

1.5.5.- Correlación para determinar la solubilidad del gas en el agua.[8]

La R_{sw} se calcula de la siguiente manera:

$$p' = 1 - \exp(-p/2276) \qquad (1.5.10)$$

$$T^* = (5/9)(T - 32) \qquad (1.5.11)$$

$$T' = \frac{T^* - 90}{10} \qquad (1.5.12)$$

$$S = P'(A + BT' + CT'^2 + DT'^3) \qquad (1.5.13)$$

Donde:

$A = 3.69051$ $B = 0.08746$

$C = 0.01129$ $D = -0.00647$

$$R_{sw} = 5.6146\ S \qquad (1.5.14)$$

El valor de R_{sw} así obtenido, debe corregirse para considerar el efecto de la salinidad del agua. El factor de corrección es

$$f_{cs} = 1 + (0.0001736 - 0.07703\ \%\ NaCl) \qquad (1.5.15)$$

1.6.- Propiedades del agua bajosaturada

1.6.1.- Compresibilidad del agua bajosaturada[8].

La compresibilidad del agua se puede determinar de la siguiente manera:

$$C_w = (A + BT + CT^2)\ 10^{-6}\ f^* \qquad (1.6.1)$$

donde:

$$A = 3.8546 - 0.000134\ p \qquad (1.6.2)$$

$$B = -0.01052 + 4.77 \times 10^{-7}\ p \qquad (1.6.3)$$

$$C = 3.9267 \times 10^{-5} - 8.8 \times 10^{-10}\ p \qquad (1.6.4)$$

$$f^* = 1 + 8.9 \times 10^{-3}\ R_{sw} \qquad (1.6.5)$$

Donde:

f^* = factor de corrección por presencia de gas en solución.

El rango de aplicación de esta correlación es:

$$1000 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs} < p < 6000 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$$

$$80°F < T < 250°F$$

$$0 \text{ pies}^3/\text{bl} < R_{sw} < 25 \text{ pies}^3/\text{bl}$$

1.6.2.- Factor de volumen del agua bajosaturada.

El factor de volumen del agua bajosaturada esta dado por la siguiente expresión:

$$B_w = B_{wb} \exp\left(-C_{wb}\left(p - p_b\right)\right) \qquad (1.6.6)$$

1.6.3.- Densidad del agua bajo saturada.

La densidad del agua bajosaturada se determina con la ecuación:

$$\rho_w = \rho_{wb} \exp\left(-C_{wb}\left(p - p_b\right)\right) \qquad (1.6.7)$$

1.7.- Ejemplos de aplicación:

Ejemplo 1.1.

Un pozo de exploración produce aceite de 30°API con un relación gas-aceite instantánea de 358 pies^3/bl. Se mide su presión estática que es de 3400 lb/pg^2 abs. La densidad relativa del gas producido es de 0.75. El aceite a condiciones de yacimiento ¿Está saturado o bajosaturado? si la temperatura del yacimiento es de 200°F.

Solución:

Se determinará la presión del aceite saturado, considerando el valor de R como el de R_s. Aplicando la Ec. (1.2.1)

$$p = 18\left[\left(\frac{R_s}{\gamma_g}\right)^{0.83} \frac{10^{0.00091(T)}}{10^{0.0125\,(\gamma_o)}}\right]$$

$$p = 18\left[\left(\frac{358}{0.75}\right)^{0.83} \frac{10^{0.00091(200)}}{10^{0.0125(30)}}\right]$$

Para este caso $p = p_b$ por lo que se obtiene:

$$p_b = 1930.61 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$$

De el resultado obtenido se concluye que el yacimiento es bajosaturado ya que $p_b < p_{ws}$

Ejemplo 1.2.-

El siguiente problema se resolverá usando las tres correlaciones que se vieron para determinar las propiedades del aceite saturado. El ejemplo corresponde al de un aceite volátil producido por Pemex en la Zona Sur. Los resultados se compararán con los reportados del laboratorio para ver cual de las correlaciones utilizadas da valores más aproximados.

Debe indicarse que el análisis pVT obtenido en el laboratorio generalmente corresponde al de un proceso de separación diferencial, mientras que las correlaciones que aquí se ven corresponden a un proceso de separación instantánea.

Se desea determinar las propiedades de un aceite saturado a una presión de 4500 lb/pg^2, abs, a una temperatura de 240°F si γ_o = 38°API, γ_g=0.8. El aceite producido, de acuerdo a sus características, se considera como probablemente de tipo volátil. Las condiciones de separación fueron.. p_s = 120 lb/pg^2 abs y T_s = 80°F.

Utilizando la coorrelación de Standing Ec. (1.2.2)

$$R_s = \gamma_g \left[\frac{p}{18} \, \frac{10^{0.0125\,(\gamma_o)}}{10^{0.0009\,(T)}} \right]^{\frac{1}{0.83}}$$

$$R_s = 0.8 \left[\frac{4500}{18} \, \frac{10^{0.0125\,(38)}}{10^{0.00091\,(240)}} \right]^{\frac{1}{0.83}}$$

$$R_s = 1263 \; \frac{\text{pies}^3 \text{ gd a c.s.}}{\text{bl}_o \text{ a.c.s.}}$$

Utilizando las Ecs. (1.2.4) y (1.2.3) se calcula el factor de volumen

$$F = R_s\,(\gamma_g/\gamma_o)^{1/2} + 1.25\,T$$

$$F = 1263\,(0.8/38)^{1/2} + 1.25\,(240) = 483.255$$

$$B_o = 0.972 + 0.000147\,(F)^{1.175}$$

$$B_o = 0.972 + 0.000147\,(483.255)^{1.175}$$

$$B_o = 1.1815$$

Se observa que el factor de volumen del aceite obtenido, al aplicar la correlación de Standing, resulta muy bajo y no corresponde al de un aceite supuestamente volátil. Esto se debe a que la correlación de Standing fué desarrollada utilizando muestras de aceite de bajo encogimiento. Por lo tanto, estos resultados (los de R_s y B_o) no son confiables. Será necesario utilizar otras coorrelaciones para calcular los valores de R_s y B_o.

Aplicando la correlación de Vázquez se calcula la densidad del gas normalizada a una presión de 100lb/pg^2 con la Ec. (1.2.5).

$$\gamma_{gs} = \gamma_{gp} (1 + 5.912 \times 10^{-5} \quad \gamma_o \; T_s \; \log (P_s/114.7)$$

$$\gamma_{gs} = 0.8 \; (1 + 5.912 \times 10^{-5} (38) \; 80 \; \log (120/114.7)$$

$$\gamma_{gs} = 0.8028$$

Con la Ec. (1.2.6) se calcula la relación de solubilidad (R_s)

$$R_s = C_1 \quad \gamma_{gs} \; p^{C2} \quad \exp (C_3 \; (\quad \gamma_o/(T + 460)))$$

$$R_s = 0.0178 \; (0.8028) \; 4500^{1.187} \; \exp \; (23.931(38/(240 + 460)))$$

$$R_s = 1136.54 \; \frac{\text{pies}^3 \text{ gd a c.s.}}{\text{bl}_o \text{ a c.s.}}$$

La determinación del factor de volumen se realiza con la Ec. (1.2.7)

$$B_o = 1 + C_1 R_s + C_2 \; (T-60) (\; \gamma_o/ \; \gamma_{gs}) + C_3 R_s \; (T-60) (\; \gamma_o/ \; \gamma_{gs})$$

$$B_o = 1 + 4.67 \times 10^{-4} \; (1136.6) + 1.1 \times 10^{-5} \; (240-60) \; (38/0.8028)$$

$$+ 1.337 \times 10^{-9} \; (1136.6)(240 - 60) \; (38/0.8028)$$

$$B_o = 1.6245$$

Con la correlación de Øistein se tienen los siguientes resultados:

De la Ec. (1.2.8)

$$\log p^* = - 2.57364 + 2.35772 \log p - 0.703988(\log p)^2 + 0.098479 \; (\log p)^3$$

$$\log p^* = - 2.57364 + 2.35772 \log (4500) - 0.703988 \; (\log 4500)^2$$

$$+ 0.098479 \; (\log 4500)^3$$

$p^* = 27.901$

Con la Ec. (1.2.9) se obtiene R_s

$$R_s = \gamma_g \left[\frac{p^* \quad \gamma_o^{0.989}}{T^{0.130}} \right]^{\frac{1}{0.816}}$$

$$R_s = 0.8 \left[\frac{27.901 \ (38)^{0.989}}{(240)^{0.130}} \right]^{\frac{1}{0.816}}$$

$$R_s = 1622.54 \quad \frac{\text{pies}^3 \text{ g.d. a c.s.}}{bl_o \text{ a c.s.}}$$

La densidad relativa del aceite está dada por:

$$\gamma_{ro} = \frac{141.5}{131.5 + °API}$$

Por lo que para el ejemplo.

$$\gamma_{ro} = \frac{141.5}{131.5 + 38} = 0.835$$

Con la Ec. (1.2.10)

$$B_o^* = R_s \left(\frac{\gamma_g}{\gamma_{ro}} \right)^{0.526} + 0.968 \ T$$

$$B_o^* = 1622.5412 \left(\frac{0.8}{0.835} \right)^{0.526} + 0.968 \ (240)$$

$$Bo^* = 1819$$

Se determina el factor de volumen con la Ec. (1.2.11)

$$\log (B_o - 1) = - 6.58511 + 2.91329 \log B_o^* - 0.27683 \ (\log B_o^*)^2$$

$$\log (B_o - 1) = - 6.58511 + 2.91329 \log 1819 - 0.27683 \ (\log 1819)^2$$

$$\log (B_o - 1) = - 0.0300085$$

$$B_o = 1.9332$$

A continuación se muestra una tabla comparativa de los valores obtenidos con cada una de las correlaciones utilizadas y el reportado de laboratorio.

	R_s	B_o
Correlación de Standing	1263	1.1815
Correlación de Vázquez	1137	1.6245
Correlación de Øistein	1623	1.9332
Laboratorio	1725	1.9402

Los valores calculados con las correlaciones pueden corregirse para que concuerden con los obtenidos en el laboratorio. Para ésto se usa el procedimiento siguiente, aplicado a R_s:

$$R_{sr} = R_{sc} \left(R_{slab}/R_{sc}\right) \tag{1.19}$$

Donde:

R_{sr} : valor de R_s corregido

R_{sc} : valor de R_s obtenido con la correlación

R_{slab} : valor de R_s obtenido del laboratorio.

(R_{slab}/R_{sc}) : factor de corrección.

Ejemplo 1.3.-

Calcular la densidad y la viscosidad del aceite del ejemplo anterior utilizando los valores obtenidos en el laboratorio.

Con la Ec. (1.2.12) se obtiene el valor de la densidad:

$$\rho_o = \frac{62.4\ \gamma_{ro} + 0.01362\ R_s\ \gamma_g}{B_o}$$

$$\rho_o = \frac{62.4\ (0.835) + 0.01362\ (1725)\ (0.8)}{1.9402}$$

$$\rho_o = 36.54\ \text{lb/pie}^3$$

Con las Ecs. (1.2.13) a la (1.2.19) se calcula el valor de la viscosidad.

$$Z = 3.0324 - 0.02023 \ \gamma_o$$

$$Z = 3.0324 - 0.02023 \ (38) = 2.2636$$

$$y = 10^{z} = 10^{2.2636} = 183.4847$$

$$x = y \ T^{-1.163}$$

$$X = (183.4847) \ (240)^{-1.163} = 0.3129$$

$$\mu_{om} = 10^{x} - 1$$

$$\mu_{om} = 10^{0.3129} - 1 = 1.05565 \text{ cp}$$

que es la viscosidad del aceite de densidad 38°API, sin gas disuelto, a una temperatura de 240°F.

$$b = 5.44 \ (R_s + 150)^{-0.338}$$

$$b = 5.44 \ (1725 + 150)^{-0.338} = 0.4259$$

$$a = 10.715 \ (R_s + 100)^{-0.515}$$

$$a = 10.715 \ (1725 + 100)^{-0.515} = 0.2241$$

$$\mu_o = a \ \mu_{om}^{\ b}$$

$$\mu_o = 0.2241 \ (1.05565)^{0.4259}$$

$$\mu_o = 0.2293 \text{ cp}$$

que es la viscosidad del aceite, de densidad 38°API, con gas disuelto, a una presión de 4500 lb/pg^2 y a 240°F

Ejemplo 1.4.-

Calcular la compresibilidad del aceite del ejemplo 1.2 a la presión de saturación p_b = 4500 lb/pg^2 abs y a una presión de 6000 lb/pg^2 abs: además, a ésta presión, calcular la densidad y la viscosidad. Utilice los valores de R_s y B_o que se obtuvieron del laboratorio.

Utilizando la Ec. (1.3.1)

$$C_o = (a_1 + a_2\ R_s + a_3\ T + a_4\ \gamma_{gs} + a_5\ \gamma_o) / a_6\ p$$

$$C_o = (-1433 + (5)\ (1725) + (17.2)(240) + (-1180)\ (0.8028) + (12.61)\ (38)\ ) / 10^5\ (4500)$$

El valor de γ_{gs} se obtuvo en el ejemplo 1.2 con la coorrelación de Vázquez.

$$C_o = 2.4115 \text{ X } 10^{-5}\ pg^2/\ lb \quad a \quad p = 4500\ lb/pg^2 \text{ y } T = 240\,°F$$

$$C_o = (-\ 1433 + (5)\ (1725) + (17.2)\ (240) + (-1180)\ (0.8028) + (12.61)\ (38)) / 10^5\ (6000)$$

$$C_o = 1.8086 \times 10^{-5}\ pg^2/lb \quad a\ p = 6000\ lb/pg^2 \quad y\ T = 240\,°F$$

Con la Ec. (1.2.12) se calcula la densidad del aceite saturado

$$\rho_{ob} = \frac{62.4\ \gamma_{ro} + 0.01362\ R_s\ \gamma_g}{B_o}$$

$$\rho_{ob} = \frac{62.4\ (0.835) + 0.01362\ (1725)\ (0.8)}{1.9402}$$

$$\rho_{ob} = 36.542\ lb/pie^3$$

Substituyendo este valor en la Ec. (1.3.2)

$$\rho_o = \rho_{ob} \exp\ (C_{ob}\ (p - p_b))$$

$$\rho_o = 36.542 \exp\ (2.4115 \times 10^{-s}\ (6000 - 4500))$$

$$\rho_o = 37.888\ lb/pie^3$$

que es la densidad del aceite a $p = 6000\ lb/pg^2$ y $T = 240°F$

Utilizando las Ecs. (1.3.3) y (1.3.4) se obtiene el valor de la viscosidad.

$$m = C_1\ p^{C2}\ \exp\ (C_3 + C_4\ p)$$

$$m = (2.6)\ (6000)^{1.187}\ \exp\ (-11.513 + (-8.98 \times 10^{-5}\ (6000))$$

$$m = 0.4630$$

$$\mu_o = \mu_{ob}\ (p/p_b)^m$$

utilizando el valor de μ_{ob} calculado en el ejemplo 1.3

$$\mu_o = (0.22933)\ (6000/4500)^{0.4630}$$

$$\mu_o = 0.2619\ \text{c.p.}\ \text{ a } p = 6000\ lb/pg^2$$

REFERENCIAS CAP. 1

1.- Standing, M. B.: "A Pressure - Volume - Temperature Correlation for Mixtures of California Oil and Gases", Drill. and Prod. Prac., API (1947) 275-286.

2.- Vázquez, M. y Beggs, M. D.: "Correlations for Fluid Physical Property Prediction", J.P.T. Junio, 1980.

3.- Øistein Glaso.: "Generalized Pressure - Volume - Temperature Correlations", J.P.T. Mayo 1980.

4.- Beggs, H.D. y Robinson, J.R.: "Estimating the Viscosity of Crude Oil Systems". J.P.T. Sep. 1975.

5.- Baker, O.: "Designing Pipelines for Simultaneous Flow of Oil and Gas" Pipeline Engineer, Feb. 1960.

6.- Standing, M. B., y Katz, D.L.: "Density of Natural Gases", Trans. AIME (1942) 140-149.

7.- Lee, A. L., et al.: "The Viscosity of Natural Gases", Trans., AIME (1966) 197.

8.- Dodson, C.R. y Standing, M.B.: "Pressure-Volume-Temperature and Solubility Relations for Natural-Gas-Water Mixtures," Drill. and Prod. Prac., API (1944) 173 - 179.

9.- Matthews, C.S. y Russell, D.G.: "Pressure Buildup and Flow Test in Wells", Monograph Series SPE (1967).

10.- Wichert, E., y Aziz, K.: Calculate Zs for Sour Gases". Hydrocarbon Processing, Mayo 1972.

11.- Benedict, M., etal, "An Empirical Equation for Thermodinamic Properties of Light Hydrocarbons and Their Mixtures". J. Chem. Phys. Vol. 8. 1940.

12.- Katz, D. L.: "Prediction of the Shrinkage of Crude Orls, "Drilling and Prod. Prac. API. 1942.

2.- FUNDAMENTOS DE FLUJO A TRAVES DE TUBERIAS.

2.1.- Ecuación general de energía.

La ecuación general que gobierna el flujo de fluidos a través de una tubería, se obtiene a partir de un balance macroscópico de la energía asociada a la unidad de masa de un fluido, que pasa a través de un elemento aislado del sistema. (Fig. 2.1).

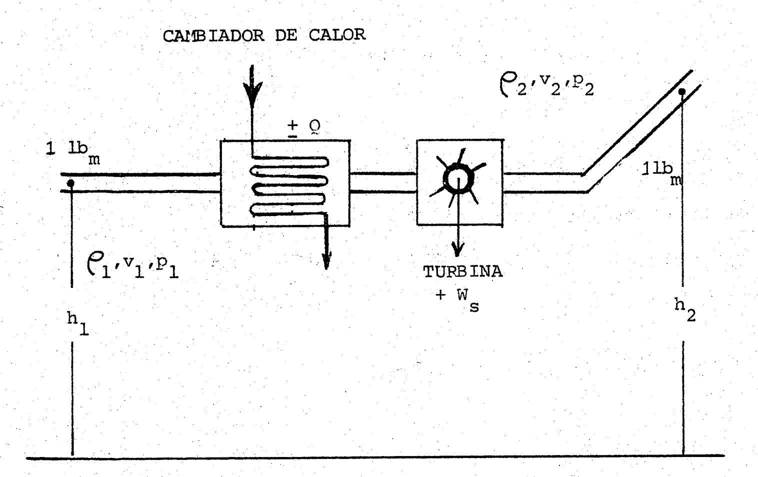


FIG. 2.1.- DIAGRAMA DE FLUJO EN UN CONDUCTO AISLADO.

De acuerdo con la ley de la conservación de la energía:

$$E_1 + \Delta W_f + \Delta W_s = E_2 \quad \ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots \quad (2.1)$$

Donde:

ΔW_f.- pérdidas de energía por fricción. Estas pérdidas corresponden a la fricción interna del fluido (viscosidad) y a la fricción del fluido con las paredes rugosas de la tubería.

ΔW_s.- pérdidas de energía por trabajo externo.

E_1.- energía por unidad de masa, en la posición uno $\left(\frac{lb_f - pie}{lb_m}\right)$

E_2.- energía por unidad de masa, en la posición dos $\left(\frac{lb_f - pie}{lb_m}\right)$

Energía de expansión (E_e)

La energía de expansión está dada por:

$$E_e \left(\frac{lb_f - pie}{lb_m}\right) = p \left(\frac{lb_f}{pie^2}\right) V \left(\frac{pie^3}{lb_m}\right) = pV \ldots\ldots \quad (2.2)$$

Donde:

V.- volúmen específico $\left(\frac{pie^3}{lb_m}\right)$

Energía potencial(E_p)

La energía potencial está dada por la expresión siguiente:

$$E_p \left(\frac{lb_f - pie}{lb_m}\right) = g \left(\frac{pie}{seg^2}\right) \frac{1}{g_c} \left(\frac{lb_f - seg^2}{lb_m - pie}\right) h \text{ (pie)}$$

$$= \frac{g}{g_c} h \quad \ldots\ldots \quad (2.3)$$

Energía Cinética (Ec)

La energía cinética se expresa como sigue:

$$Ec \left(\frac{lb_f - pie}{lb_m}\right) = \frac{v^2}{2} \left(\frac{pie^2}{seg^2}\right) \frac{1}{g_c} \left(\frac{lb_f - seg^2}{lb_m - pie}\right) = \frac{v^2}{2g_c} \quad \ldots \quad (2.4)$$

Donde:

V.- velocidad $\left(\frac{pie}{seg}\right)$

Al sustituir las energías correspondientes a las posiciones 1 y 2 en la ecuación (2.1) se obtiene:

$$p_1 V_1 + \frac{g}{g_c} h_1 + \frac{v_1^2}{2g_c} + \Delta W_f + \Delta W_s = p_2 V_2 + \frac{g}{g_c} h_2 + \frac{v_2^2}{2g_c} \qquad (2.5)$$

$$V \Delta p + \frac{g}{g_c} \Delta h + \frac{\Delta v^2}{2g_c} + \Delta W_f + \Delta W_s = 0 \qquad (2.6)$$

Donde:

V.- volumen específico medio del fluido $(V = \frac{1}{\rho})$

Multiplicando la Ec. (2.6) por $\rho / \Delta L$ y considerando despreciables las pérdidas de energía por trabajo externo, se tiene:

$$\frac{\Delta p}{\Delta L} + \rho \frac{g}{g_c} \frac{\Delta h}{\Delta L} + \rho \frac{\Delta v^2}{2g_c \Delta L} + \rho \frac{\Delta W_f}{\Delta L} = 0 \qquad (2.7)$$

Considerando positiva la caída de presión en la dirección del flujo, se tiene:

$$\frac{\Delta p}{\Delta L} = \rho \frac{g}{g_c} \frac{\Delta h}{\Delta L} + \rho \frac{\Delta v^2}{2g_c \Delta L} + \rho \frac{\Delta W_f}{\Delta L} \qquad (2.8)$$

A ésta ecuación se le acostumbra escribir en la forma siguiente:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_T = \left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_e + \left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_{ac} + \left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_f \qquad (2.9)$$

Donde:

$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_T$ = gradiente de presión total

$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_e$ = gradiente de presión debido a la elevación.

$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_{ac}$ = gradiente de presión debido a la aceleración.

$(\frac{\Delta p}{\Delta L})_f$ = gradiente de presión debido a la fricción.

2.2 Pérdidas de presión por fricción.

Las pérdidas de presión por fricción, en conductos circulares de diámetro constante, han sido determinadas experimentalmente por varios investigadores. Los resultados de esta experimentación, utilizando tuberías de diversos materiales, constituyen la base de las fórmulas que actualmente se usan.

2.2.1 Ecuación de Darcy.

Darcy, Weisbach y otros, en 1857, dedujeron experimentalmente la siguiente ecuación:

$$(\frac{\Delta p}{\Delta L})_f = \frac{f \ \rho v^2}{2 \ g_c \ d} \qquad (2.10)$$

Una ecuación similar fue establecida posteriormente por Fanning, quien obtuvo valores de f cuatro veces menores que los de Darcy. Esta diferencia se debe a el uso del radio hidráulico en lugar del diámetro de la tubería al formular su correlación.

La ecuación de Darcy se usará generalmente, en estos apuntes, para calcular las pérdidas de presión por fricción.

2.2.2 Ecuación de Fanning.

La ecuación establecida por Fanning es:

$$(\frac{\Delta p}{\Delta L})_f = \frac{f \ v^2 \rho}{2 g_c \ R_h} \qquad (2.11)$$

Donde:

R_h = radio hidráulico $= \frac{\text{área de la sección transversal}}{\text{perímetro mojado}}$

$R_h = (\pi d^2/4) \ / \ \pi d = d/4$

$$\therefore \quad (\frac{\Delta p}{\Delta L})_f = \frac{2 \ f \ v^2 \rho}{g_c \ d} \qquad (2.12)$$

2.2.3 Factor de fricción.

El valor del factor de fricción (f) es función de la rugosidad de la tubería (ϵ) y del número de Reynolds (N_{Re}), esto es:

$$f = f\ (\epsilon,\ N_{Re})$$

El número de Reynolds (adimensional) se define como:

$$N_{Re} = \frac{d\ v\ \rho}{\mu} \qquad (2.13)$$

Para calcular el valor de f, es necesario determinar el régimen de flujo. En conductos, los fluidos se mueven de acuerdo a cualquiera de los siguientes regímenes de flujo: laminar o turbulento. El flujo laminar ocurre cuando las partículas de fluido se mueven en líneas rectas paralelas al eje del conducto. A velocidades mayores, las partículas se mueven de una manera caótica, formando vórtices y remolinos; en este caso el flujo es turbulento. Osborne Reynolds estableció experimentalmente un parámetro para determinar el régimen de flujo en tuberías. A este parámetro (ecuación 2.13), se le conoce como número de Reynolds. El flujo laminar se presenta cuando $N_{Re} < 2300$ y el flujo turbulento cuando $N_{Re} > 3100$

Para flujo laminar de una sola fase, el factor de fricción depende exclusivamente del número de Reynolds y está dado por:

$$f = \frac{64}{N_{Re}} \qquad (2.14)$$

Para flujo turbulento ($N_{Re} \geq 3100$), el factor de fricción está dado por la ecuación de Colebrook y White:

$$f = \left[-2 \log \left(\frac{\epsilon}{3.715\ d} + \frac{2.514}{\sqrt{f}\ N_{Re}} \right) \right]^{-2} \qquad (2.15)$$

Se observa que para calcular f, en este caso, se requiere de un proceso iterativo.

Basándose en la ecuación (2.15) Moody preparó un diagrama para determinar el factor de fricción en tuberías de rugosidad comercial (Fig. 2.2). En éste se nota lo siguiente:

a) Para $N_{Re} < 2300$ (Flujo laminar) f depende exclusivamente del número de Reynolds.

b) A partir de $N_{Re} = 3100$, se inicia la zona de transición. Dentro de ésta, f depende tanto de N_{Re} como de ϵ/d (rugosidad relativa)

c) La zona francamente turbulenta se inicia a diferentes valores de N_{Re}, dependiendo del valor de ϵ/d. En esta zona f es independiente de N_{Re} y varía unicamente con la rugosidad relativa. El valor de f puede obtenerse, para flujo turbulento, con:

$$f = (- 2 \log (\epsilon/3.715\ d))^{-2} \qquad (2.16)$$

d) Cuando el flujo es crítico ($2300 < N_{Re} < 3100$) el factor de fricción se puede aproximar con la siguiente expresión:

$$f = 0.5675\ N_{Re}^{-0.3192} \qquad (2.17)$$

Los valores de f, expresados en estas últimas cuatro ecuaciones (2.14 a 2.17) se utilizarán, junto con la ecuación de Darcy (2.10), en el cálculo de las pérdidas de presión por fricción.

Como se indicó, el valor de f, para flujo turbulento, es función también de la rugosidad ϵ. Para tuberías comerciales ϵ varía de 0.0006 a 0.0008 pg. Para tuberías de producción comunmente se emplea un valor de $\epsilon = 0.0006$ y para líneas superficiales de 0.0006 a 0.00075 pg.

La siguiente ecuación permite obtener un valor de f bastante aproximado, cuando el régimen de flujo es turbulento ($N_{Re} > 3100$)

$$f = \left[1.14 - 2 \log\left(\frac{\epsilon}{d} + \frac{21.25}{N_{Re}^{0.9}}\right) \right]^{-2} \qquad (2.18)$$

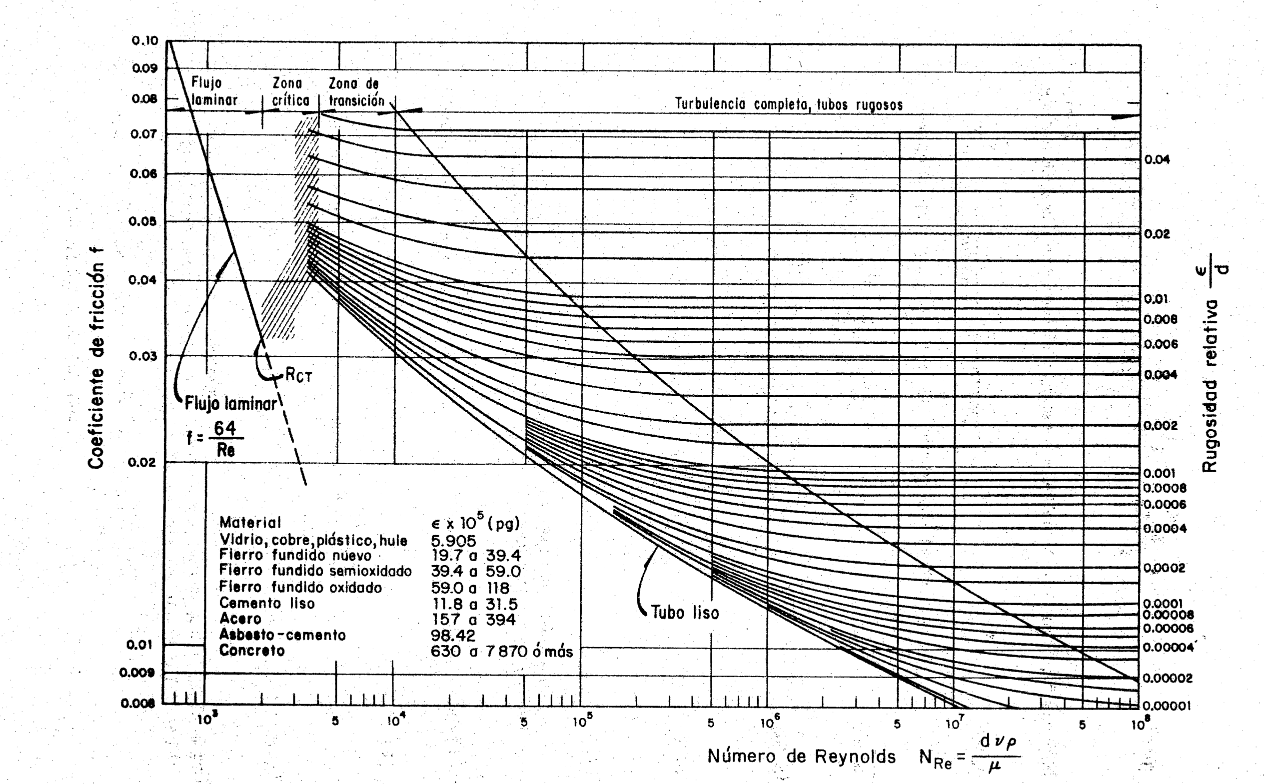


Fig 2.2 Diagrama de Moody

3. FLUJO DE LIQUIDOS POR TUBERIAS.

3.1 Ecuación general en unidades prácticas.

La ecuación (2.9), que expresa el gradiente de presión total, puede escribirse en la forma siguiente, al considerar despreciable el efecto de la aceleración:

$$\Delta p_T = \Delta p_e + \Delta p_f \tag{3.1}$$

La caída de presión por elevación, es:

$$\Delta p_e = 0.443 \ \gamma_r \ \Delta h \tag{3.2}$$

Donde: Δp_e está en lb/pg^2, Δh en pies y γ_r es la densidad relativa del líquido.

La pérdida de presión por fricción, en unidades prácticas, se obtiene con la ecuación de Darcy, de la manera siguiente:

$$\Delta p_f' = \frac{f \ \rho' \ v'^2 \ L'}{2 \ g_c \ d'} \tag{3.3}$$

como:

$$\rho = 62.428 \ \gamma_r \ \left(\frac{lb}{pies^3}\right) \tag{3.4}$$

y

$$v' = \frac{4 \ q'}{\pi \ d'^2} \ \left(\frac{pies}{seg}\right) \tag{3.5}$$

$$v'^2 = \frac{4^2 \ q'^2}{\pi^2 d'^4} \tag{3.6}$$

Sustituyendo (3.4) y (3.6) en (3.3), se tiene:

$$\Delta p_f' = \frac{1.572768 f \ \gamma_r \ q'^2 \ L'}{d'^5} \tag{3.7}$$

Para emplear unidades prácticas se hacen las siguiente sustituciones:

$$d'^5 \ (pies^5) = d^5 \ (pg^5) \ \frac{1}{12^5} \ \left(\frac{pies^5}{pg^5}\right) \tag{3.8}$$

$$q' \left(\frac{pies^3}{seg} \right) = q \left(\frac{bl}{día}\right) \; 5.6146 \left(\frac{pies^3}{bl} \right) \; \frac{1}{86400} \left(\frac{día}{seg} \right)$$

$$\therefore \; q'^2 = \frac{q^2 \; (5.6146)^2}{86400^2} \qquad (3.9)$$

$$L'(pies) = L \; (millas) \;\; 5277 \left(\frac{pies}{milla}\right) \qquad (3.10)$$

$$\Delta p_f' \left(\frac{lb}{pie^2}\right) = \Delta p_f \left(\frac{lb}{pg^2}\right) \; 12^2 \left(\frac{pg^2}{pie^2}\right) \qquad (3.11)$$

Sustituyendo de (3.8) a (3.11) en (3.7) se tiene:

$$\Delta p_f = \frac{1.572768 \; (5.6142)^2 \; (12)^5 (5277)}{(12)^2 \; (86400)^2} \; \frac{f \; \gamma_r \; q^2 \; L}{d^5} \qquad (3.12)$$

$$\Delta p_f = 0.06056 \; \frac{f \; \gamma_r \; q^2 \; L}{d^5} \qquad (3.13)$$

Al sustituir (3.13) y (3.2) en (3.1), se obtiene:

$$\Delta p_T = 0.433 \; \gamma_r \; \Delta h + 0.06056 \; \frac{f \; \gamma_r \; q^2 \; L}{d^5} \qquad (3.14)$$

3.2 Número de Reynolds

Conviene también obtener una ecuación del número de Reynolds, en la que sus factores estén en unidades prácticas:

$$N_{Re} = \frac{d' \; v' \; \rho'}{\mu'} \qquad (3.15)$$

Las sustituciones de unidades se hacen de la forma siguiente:

$$v' = \frac{4 \; q'}{\pi \, d'^2} \qquad (3.16)$$

$$\therefore \; N_{Re} = \frac{4 \; q' \rho}{\pi \, d' \; \mu'} \qquad (3.17)$$

Sea:

$$q' \left(\frac{pies^3}{seg}\right) = q \left(\frac{bl}{día}\right) 5.6142 \left(\frac{pies^3}{bl}\right) \frac{1}{86400} \left(\frac{dia}{seg}\right) \quad (3.18)$$

$$\rho' \left(\frac{lb}{pie^3}\right) = 62.428 \left(\frac{lb_w}{pie_w^3}\right) \gamma_r \frac{\left(\frac{lb}{pie^3}\right)}{\left(\frac{lb_w}{pie_w^3}\right)} \quad (3.19)$$

$$\mu' \left(\frac{lb_m}{pie\text{-}seg}\right) = \mu\ (cp) \quad 0.00067197 \left(\frac{lb_m}{pie\text{-}seg\ cp}\right) \quad (3.20)$$

$$d'(pies) = d(pg) \quad \frac{1}{12} \left(\frac{pie}{pg}\right) \quad (3.21)$$

Sustituyendo de (3.18) a (3.21) en (3.17) se tiene:

$$N_{Re} = 92.2 \frac{q\ \gamma_r}{d\ \mu} \quad (3.22)$$

3.3 Eficiencia de flujo.

Es obvio que la rugosidad de las tuberías dependerá del proceso empleado en su fabricación, su grado y tamaño. Aún las tuberías nuevas y con mayor razón las almacenadas, mostrarán valores aleatorios en su rugosidad. Los efectos de la corrosión, erosión e incrustamientos, que ocurren en las tuberías en operación, también afectan las condiciones de flujo. Por lo anterior los gastos calculados mediante las correlaciones raramente concuerdan con los medidos.

Para compensar esta imprecisión, generalmente se introduce en los - cálculos un factor de eficiencia E. Este factor se define como la fracción (o porciento) del gasto total calculado al manejado realmente en una tubería. Cuando se carece de datos de campo, la selección de E se basa en la experiencia; sin embargo, un valor de 0.90 es apropiado para los cálculos en el diseño de tuberías.

Para calcular el gasto real de una línea, su gasto teórico se multiplica por el factor E. Para corregir las pérdidas de presión calculadas, éstas se dividen por la raiz cuadrada de E. Este procedimiento tiene el mismo efecto que cambiar el factor de fricción por un nuevo valor f/E^2.

Por lo tanto la Ec. (3.14), de acuerdo con lo expuesto, queda:

$$\Delta p_T = 0.433 \quad \gamma_r \quad \Delta h + 0.06056 \frac{f \quad \gamma_r\ q^2\ L}{E^2\ d^5} \quad (3.23)$$

3.4 Aplicación de la ecuación de flujo en el análisis y diseño de tuberías que conducen líquidos.

La ecuación (3.23) permite calcular con aproximación aceptable la caída de presión en tuberías que conducen líquidos; o bien, dada la caída de presión disponible, calcular el gasto o el diámetro. La ecuación es aplicable tanto al caso de tuberías superficiales que conducen aceite (oleoductos), como al de pozos inyectores de agua.

3.4.1.- Ejemplo de cálculo de Δp_f

Calcular la caída de presión por fricción en una tubería de 3000 pies de largo, 3.937 pg de diámetro interno y con una rugosidad (ϵ) de 0.0006 pg, donde fluye aceite de densidad relativa de 0.9 y μ = 46 cp, si el gasto es de: a) 2560 bl/dia; b) 12 800 bl/dia.

Solución:

a) $$L = (3000 \text{ pies}) \frac{1 \text{ milla}}{5277 \text{ pies}} = 0.5685 \text{ millas}$$

$$N_{Re} = \frac{92.2\ q\ \gamma_r}{d\ \mu} = \frac{(92.2)\ (2560)\ (0.9)}{(3.937)\ (46)} = 1173$$

Ya que $N_{Re} < 2300$, el flujo es laminar y f se calcula con la ecuación (2.14):

$$f = \frac{64}{N_{Re}} = \frac{64}{1173} = 0.05456$$

y

$$\Delta p_f = 0.06056 \frac{f\ \gamma_r\ q^2\ L}{d^5}$$

$$\Delta p_f = \frac{(0.06056)\ (0.05456)\ (0.9)\ (2560)^2\ (0.5685)}{(3.937)^5}$$

$$\Delta p_f = 11.7 \text{ lb/pg}^2$$

b) Para el gasto de 12 800 bl/día se tiene:

$$N_{Re} = \frac{(92.2)\ (12\ 800)\ (0.9)}{(3.937)\ (46)} = 5865$$

ya que $N_{Re} > 3100$, el flujo es turbulento. El factor de fricción, según la ecuación (2.15), se puede obtener con el siguiente procedimiento iterativo:

$$f_c = \left[-2 \log \left(\frac{\epsilon}{3.715\ d} + \frac{2.514}{\sqrt{f_s}\ N_{Re}} \right) \right]^{-2} \quad (3.24)$$

En donde f_s es el valor supuesto y f_c es el calculado. Esta ecuación se aplica a partir de un valor supuesto de f (f_s) obteniéndose un valor más aproximado f_c. Si $|f_c - f_s| \leq$ tolerancia, f_c es el factor de fricción buscado; si no, se hace $f_s = f_c$ y se repite el procedimiento.

Para este ejemplo:

$$f_c = \left[-2 \log \left(\frac{0.0006}{(3.715)(3.937)} + \frac{2514}{5865\ \sqrt{f_s}} \right) \right]^{-2}$$

$$f_c = \left[-2 \log \left(0.000041 + \frac{0.0004286}{\sqrt{f_s}} \right) \right]^{-2}$$

Iniciando con $f_s = 0.03$, se obtienen los resultados que se muestran a continuación:

Iteración	f_c
1	0.03700
2	0.03576
3	0.03596
4	0.03592
5	0.03593

Por lo que:

$$\Delta p_f = 0.06056 \frac{f\ \gamma_r\ q^2\ L}{d^5}$$

$$\Delta p_f = \frac{(0.06056)\ (0.03593)(0.9)(12\ 800)^2(0.5685)}{(3.937)^5}$$

$$\Delta p_f = 192.8\ \ \text{lb/pg}^2$$

3.4.2 Diseño de tuberías.

La ecuación (3.23) puede aplicarse también para obtener el diámetro para un gasto y caída de presión dados. El procedimiento de solución es iterativo, ya que el número de Reynolds (y por lo tanto el factor de fricción) es función del diámetro.

De la ecuación (3.23), despejando d se obtiene:

$$d = \left[\frac{0.06056\ f\ \gamma_r\ q^2\ L}{E^2\ (\Delta p_T\ -\ 0.433\ \gamma_r\ \Delta h)} \right]^{0.2} \qquad (3.25)$$

El gasto, despejado de la misma ecuación, es:

$$q = E \left[\frac{d^5 (\ \Delta p_T\ -\ 0.433\ \gamma_r\ \Delta h)}{0.06056\ f\ \gamma_r\ L} \right]^{0.5} \qquad (3.26)$$

Como se indicó el procedimiento iterativo que se usa para resolver estas ecuaciones es el de sustituciones sucesivas; o sea, para una iteración dada se supone como aproximación de la incógnita el valor calculado en la iteración anterior. Las iteraciones se continúan, hasta que el cambio de la incógnita en una iteración, sea menor que la tolerancia establecida.

Se observa que es necesario realizar iteraciones al calcular el diámetro o el gasto y al calcular el factor de fricción cuando el flujo es turbulento. De esto se desprende la conveniencia de usar calculadoras programables en la solución de problemas de diseño y análisis de tuberías horizontales, verticales o inclinadas.

3.4.3 Predicción del comportamiento de pozos inyectores de agua.

La Fig. 3.1 es un diagrama simplificado de un sistema de inyección de agua. Los elementos del sistema son:

a) La estación de bombeo
b) La línea superficial de distribución
c) La tubería vertical de inyección
d) El yacimiento

En la misma figura se distinguen los nodos o puntos de unión de los elementos, en los que se tienen las presiones siguientes:

a) p_p.- Presión en la estación de bombeo.

b) p_{th}.- Presión en la boca del pozo

c) p_{wf}.- Presión de fondo fluyendo (inyectando)

d) p_{ws}.- Presión estática (de fondo cerrado).

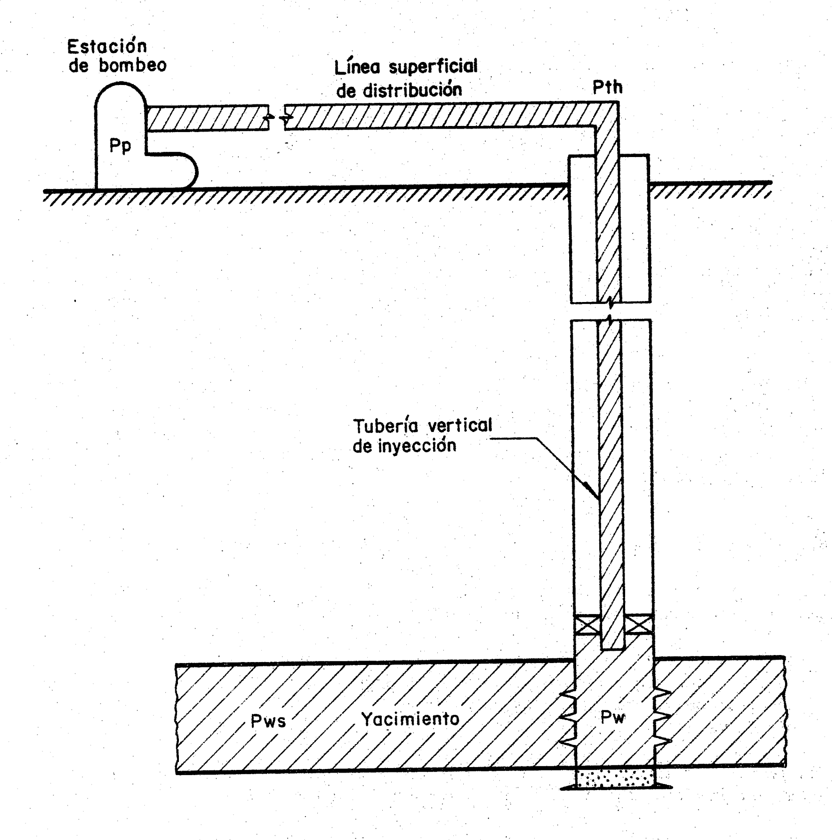


Fig 3.1 Diagrama simplificado de un sistema de inyección de agua

La predicción del comportamiento de un pozo inyector consiste esencialmente en la determinación de su capacidad de admisión (gasto de inyección) en función de la presión disponible en la superficie y las características de las tuberías y del yacimiento. Los datos requeridos para resolver el problema planteado son:

a) Presión de inyección en la estación de bombeo.

b) Longitud, diámetro y cambio de nivel de la tubería superficial de distribución.

c) Longitud y diámetro de la tubería vertical de inyección.

d) Presión estática e índice de inyectividad (II) del pozo.

e) Características del fluido inyectado.

El procedimiento de cálculo consiste en:

a) Suponer un gasto de inyección.

b) Con la presión de bombeo y las características de la línea superficial, calcular la presión en la boca del pozo para el gasto supuesto. Para este cálculo se usa la Ec. (3.23).

c) Con la presión en la boca calculada en el paso anterior y el mismo gasto, obtener la presión de fondo inyectado. (p_{wf}). Para este cálculo se usa la misma Ec. (3.23), teniendo en cuenta que el desnivel Δh (pies) corresponde al valor de la longitud de la tubería vertical de inyección L, que debe estar en millas.

d) Con el índice de inyectividad del pozo, el gasto supuesto, y la presión de fondo calculada en el paso anterior, obtener la presión estática $(p_{ws})_c$

$$(p_{ws})_c = p_{wi} - \frac{q}{II} \tag{3.27}$$

e) Comparar el valor de la presión estática calculada, con el valor real de dicha presión. Si estos valores coinciden, dentro de la tolerancia fijada, el gasto supuesto en el paso (a es el correcto . En caso contrario, suponer otro gasto y repetir el procedimiento, hasta obtener la aproximación deseada.

Para simplificar los cálculos es conveniente graficar los valores de los gastos supuestos contra los de la presión estática calculada. Como se muestra en la Fig. 3.2.

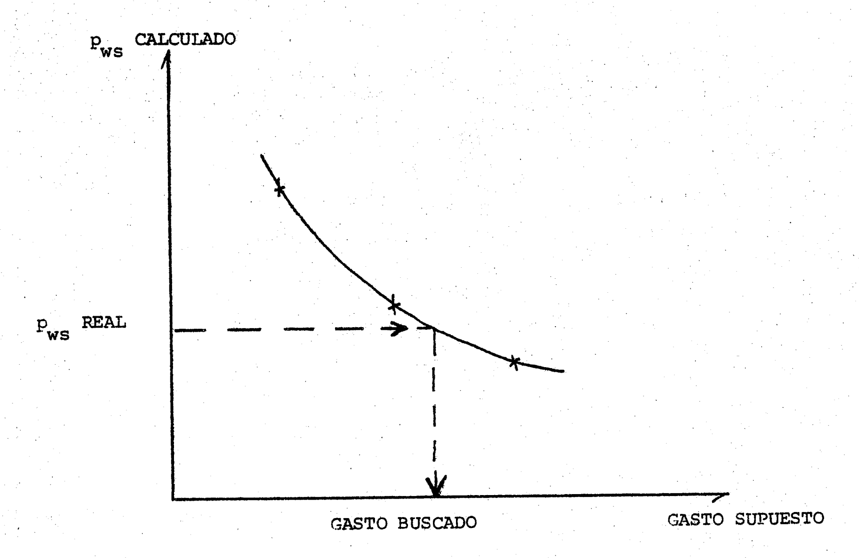


FIG. 3.2.- DETERMINACION GRAFICA DEL GASTO CORRESPONDIENTE A UNA PRESION ESTATICA DADA.

El procedimiento descrito permite obtener la presión en cada nodo, en función de las condiciones de flujo que prevalecen en los elementos del sistema. Por esta razón el procedimiento se denomina como análisis nodal.

Con relación al comportamiento de un pozo inyector de agua, es importante considerar que su presión estática generalmente aumentará con el tiempo, debido a la propia inyección. Por otra parte la formación puede sufrir daño, por las impurezas del agua o su incompatibilidad con la formación. Además la movilidad del agua en la zona invadida, puede ser menor que la movilidad de los fluidos desplazados delante del frente de invasión. El efecto de estas situaciones es la disminución del índice de inyectividad. Por lo tanto es conveniente determinar la capacidad de inyección del pozo considerando como variable la presión estática y el índice de inyectividad.

Es evidente que un análisis detallado permitirá determinar el efecto que sobre el gasto, tendrá el cambio de las tuberías y la presión de inyección.

3.4.4 Ejemplo de aplicación del análisis nodal.

Se desea determinar: a).- El gasto de inyección de un pozo; y b) El efecto del cambio de la presión de bombeo y de las tuberías, sobre su capacidad de admisión. Los datos del sistema son:

Para la línea superficial:

γ_{rw} = 1.00 L = 2 millas μ = 1 cp

E = 0.90 d = 4 pg Δh = + 20 pies ϵ = 0.0006 pg

Para la tubería vertical de inyección:

γ_{rw} = 1.00 L = 2.273 millas μ = 0.8 cp

E = 0.90 d = 2.441 pg Δh = - 12000 pies

ϵ = 0.0006 pg

Otros datos son: p_p = 3100 lb/pg^2

II = 3.521 $bl/día/lb/pg^2$ p_{ws} ≐ 4402 lb/pg^2

Solución:

a) Siguiendo el procedimiento descrito se obtiene los valores de p_{ws} mostrados en la tabla siguiente:

TABLA 3.1.- CALCULO DEL GASTO DE INYECCION

GASTO SUPUESTO (bl/día)	p_{th}	p_{wf} (lb/pg^2)	p_{ws}
6000	2997.8	7011.3	5307.2
8000	2932.5	6084.4	3812.3
10000	2851.0	4913.1	2073.0
7250	2959.0	6460.7	4401.6

En la Fig. 3.3 se muestran los valores anteriores graficados. Se observa que el gasto de inyección es de 7250 bl/día.

b) En la Tabla 3.2 se presentan los valores de los gastos calculados, siguiendo el procedimiento enunciado, al suponer tuberías, de diferentes diámetros y presiones de bombeo variables. Los resultados se muestran en las Figs. (3.4), (3.5) y (3.6).

TABLA 3.2. EFECTO DE LAS TUBERIAS Y LA PRESION DE BOMBEO SOBRE EL GASTO DE INYECCION.

L.D. (pg)	q (bl/día)	T.P. (pg)	q (bl/día)	p_p (lb/pg^2)	q (bl/día)
2	4690	2	5105	2000	5710
3	6765	3	9422	3100	7250
4	7250	4	11400	4000	8375
5	7365	5	12050	5000	9530
6	7405				

Es obvio que la selección de las tuberías debe basarse en un análisis económico, en el que se comparen los incrementos en el gasto, al instalar tuberías de mayor diámetro, con la inversión adicional que es necesario realizar.

3.4.5 Pérdidas por fricción en las conexiones.

Los codos, las válvulas y las conexiones, así como otros tipos de aditamentos, incrementan las pérdidas de presión por fricción en el sistema. En el mejor de los casos, éstas pérdidas adicionales de presión sólo pueden ser estimadas en forma aproximada. Ellas deben de incluirse en el análisis de un sistema, considerando que cada conexión es sustituida por una longitud equivalente de tubería recta (Le), la cual producirá la misma pérdida de presión por fricción que la conexión real. La longitud equivalente de cada conexión se agrega a la longitud axial de la tubería (L), antes de calcular la pérdida de presión total en el sistema. Los valores aproximados de Le, para las válvulas comunes y otras conexiones, para flujo turbulento, pueden obtenerse mediante el nomograma mostrado en la Fig. (3.7). Por ejemplo un codo de 2 pg., en ángulo recto, es equivalente a 12 pies de una tubería recta.

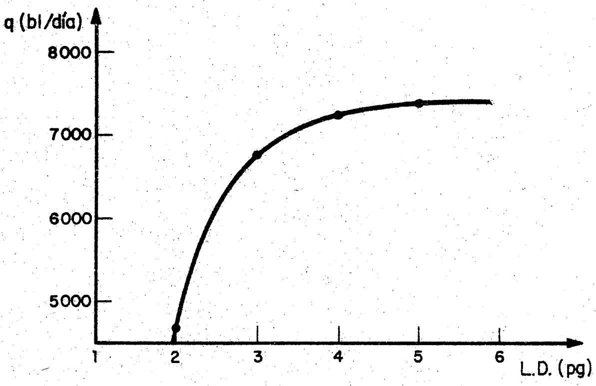


Fig 3.4 Relación entre el gasto de inyección y el diámetro de la línea de descarga

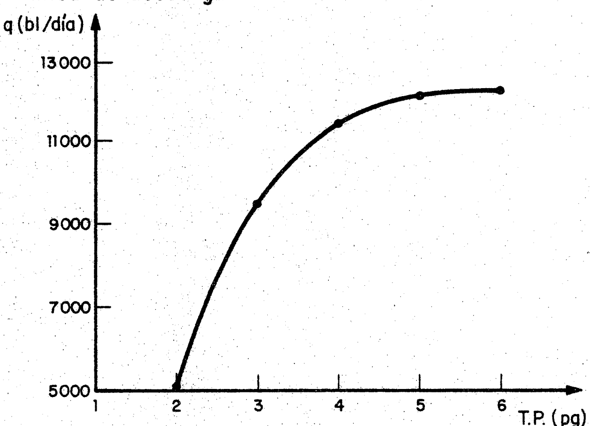


Fig 3.5 Variación del gasto de inyección al considerar tuberías de producción de diámetros diferentes.

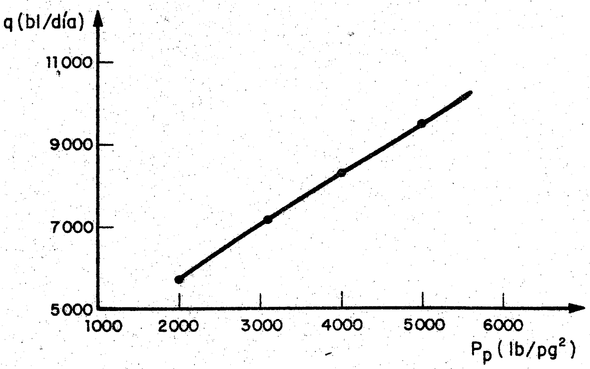


Fig 3.6 Relación entre el gasto de inyección y la presión de bombeo

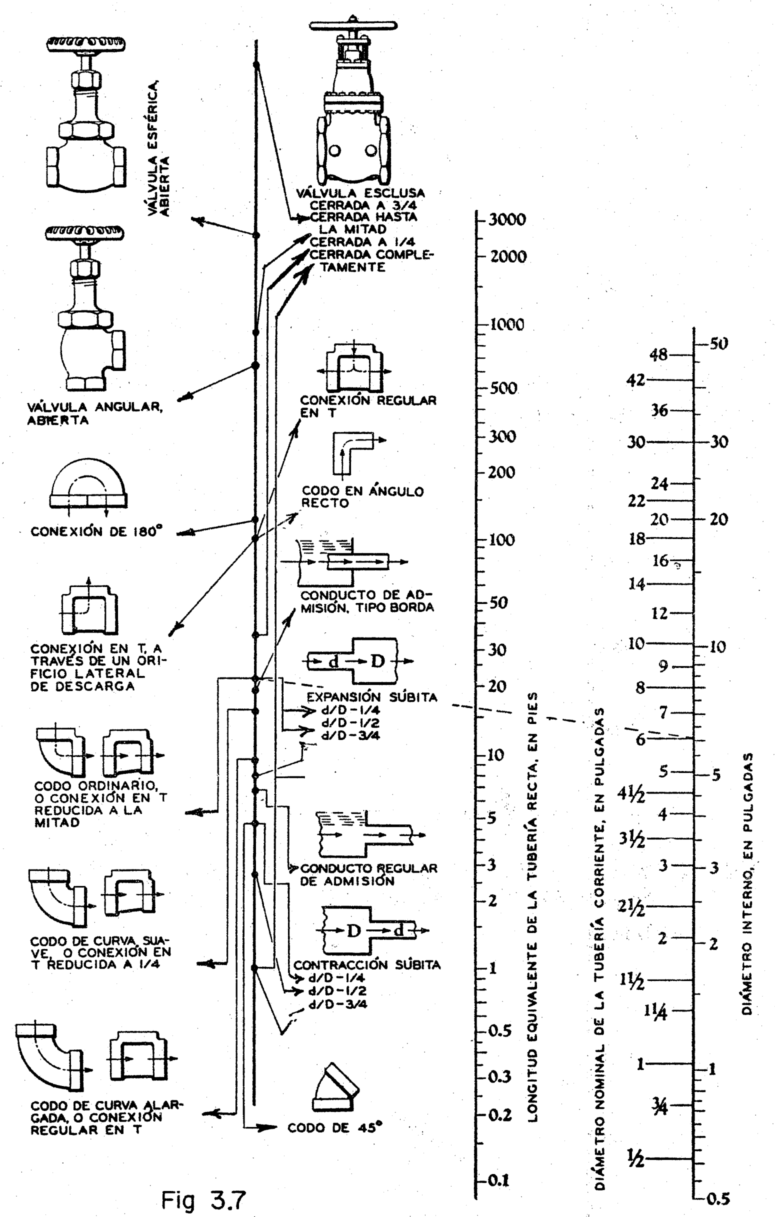


Fig 3.7

—Cuadro de alineación, utilizable en la determinación de la resistencia al flujo, ofrecida por las válvulas y conexiones, en términos de la longitud equivalente de una tubería recta. (Cortesía de la Crane Co.)

4. FLUJO DE GAS POR TUBERIAS Y ESTRANGULADORES.

4.1.- Ecuación general en unidades prácticas.

La pérdida de presión por fricción, según la ecuación de Darcy,[1] es:

$$\Delta p_f' = \frac{f \; \bar{\rho}' \; \bar{v}^2 \; L'}{2 \; g_c \; d'} \tag{4.1}$$

Para expresar esta ecuación en unidades prácticas, se harán las substituciones siguientes:

De la Ec. (1.36):

$$\rho' = \frac{2.7044 \; \bar{p} \quad \gamma_g}{\bar{z} \; (\bar{T} + 460)} \tag{4.2}$$

$$v = q'/A = \frac{4 \; q' \; \bar{B}_g}{\pi \; d^2} \tag{4.3}$$

$\bar{B}_g$, según se vió (Ec. (1.34)), es:

$$\bar{B}_g = \frac{0.02825 \quad \bar{z} \; (\bar{T} + 460)}{\bar{p}} \tag{4.4}$$

Sustituyendo (4.4) en (4.3) y elevando al cuadrado:

$$v^2 = \frac{q'^2 \quad \bar{z}^2 \; (\bar{T} + 460)^2}{772.93 \; d^4 \; \bar{p}^2} \tag{4.5}$$

Sustituyendo (4.2) y (4.5) en (4.1) y simplificando:

$$\Delta p_f' = \frac{f \; \gamma_g \quad q'^2 \; \bar{z} \; L' \; (\bar{T} + 460)}{18389 \; d'^5 \quad \bar{p}} \tag{4.6}$$

Hasta aquí los términos de la ecuación, excepto $\bar{p}$, están en unidades iniciales, o sea:

p' (lb/pie^2), q' (pies^3/seg), L'(pies), d'(pies)

$\bar{p}$ (lb/pg^2), T (°F)

Las sustituciones, por unidades prácticas, se hacen en la forma siguiente:

$$\Delta' p \; \left(\frac{lb}{pie^2}\right) = \Delta p \; \left(\frac{lb}{pg^2}\right) \; 144 \; \left(\frac{pg^2}{pie^2}\right) \tag{4.7}$$

$$d'^5 \ (pies^5) = d \ (pg^5) \ \frac{1}{12^5} \ (\frac{pies^5}{pg^5}) \tag{4.8}$$

$$q'^2 \ (\frac{pies^3}{seg})^2 = q^2 \ (\frac{pies^3}{dia})^2 \ \frac{1}{86400^2} \ (\frac{día}{seg^2}) \tag{4.9}$$

$$L' \ (pies) = L \ (millas) \ 5277 \ (\frac{pies}{milla}) \tag{4.10}$$

Además: $\bar{p} = \dfrac{p_1 + p_2}{2}$, y $\Delta p = p_1 - p_2$

Donde:

p_1 = presión a la entrada del ducto

p_2 = presión a la salida del ducto

Haciendo las substituciones anteriores en la Ec. (4.6) se obtiene:

$$(p_1^2 - p_2^2)_f = \frac{f \quad \gamma_g \ q^2 \ \bar{z} \ L \ (\ T + 460)}{2744^2 \quad d^5} \tag{4.11}$$

Esta ecuación permite obtener las pérdidas de presión por fricción. Ahora se requiere una expresión para obtener las pérdidas de presión por elevación (Δp_e). Para ello se procede de la siguiente manera:

$$\Delta p_e \ (\frac{lb}{pg^2}) = \bar{\rho} \ (\frac{lb}{pie^3}) \ \frac{1}{144} \ (\frac{pie^2}{pg^2}) \ h \ (pies) \tag{4.12}$$

Donde h es el cambio de altura.

Como: $$\bar{\rho} = \frac{2.7044 \ \bar{p} \ \gamma_g}{\bar{z} \ (\bar{T} + 460)} \tag{1.36}$$

y:
$$\Delta p_e = p_1 - p_2 \tag{4.13}$$

Sustituyendo (1.36) y (4.13) en (4.12):

$$(p_1 - p_2)_e = \frac{0.01878 \ \bar{p} \ \gamma_g \ h}{\bar{z} \ (\bar{T} + 460)} \tag{4.14}$$

Multiplicando ambos miembros de la igualdad por $\bar{p} = (p_1 + p_2)/2$, y despejando $p_1^2 - p_2^2$

$$(p_1^2 - p_2^2)_e = \frac{0.03756 \, \bar{p}^2 \, \gamma_g \, h}{\bar{Z} \, (\bar{T} + 460)} \qquad (4.15)$$

Sumando (4.11) y (4.15) se tiene:

$$p_1^2 - p_2^2 = \frac{f \, \gamma_g \, q^2 \, \bar{Z} \, L \, (\bar{T} + 460)}{2744^2 \, d^5} + \frac{0.03756 \, \bar{p}^2 \, \gamma_g \, h}{\bar{Z} \, (\bar{T} + 460)} \qquad (4.16)$$

Con esta ecuación pueden calcularse los valores de p_1 o p_2. Sus unidades son:

p (lb/pg^2), q (pies^3_g a c.s/día), L (millas), d (pg)

h (pies), T (°F)

Despejando q de la ecuación anterior se obtiene:

$$q = 2744 \left(\frac{1}{f}\right)^{0.5} d^{2.5} \left[\frac{p_1^2 - p_2^2 - (0.0375 \, \gamma_g \, h \, \bar{p}^2 / \bar{Z} \, (\bar{T} + 460))}{\gamma_g \, L \, \bar{Z} \, (\bar{T} + 460)}\right]^{0.5} \qquad (4.17)$$

Asimismo se tiene:

$$d = \left[\frac{q^2 \, f \, \gamma_g \, L \, \bar{Z} \, (\bar{T} + 460)}{2744^2 \left(p_1^2 - p_2^2 - (0.0375 \, \gamma_g \, h \, \bar{p}^2 / \bar{Z} \, (\bar{T} + 460))\right)}\right]^{0.2} \qquad (4.18)$$

4.2 Número de Reynolds.

$$N_{Re} = \frac{d' \, v' \, \rho'}{\mu'} \qquad (4.19)$$

Según se ha visto:

$$\rho = \frac{2.7044 \, p \, \gamma_g}{Z \, (T + 460)} \qquad (4.20)$$

$$v = \frac{4 \, q' \, B_g}{\pi \, d'^2} = \frac{(4) \, (0.02825) \, q' \, Z \, (T + 460)}{\pi \, d'^2 \, p} \qquad (4.21)$$

Sustituyendo (4.20) y (4.21) en (4.19)

$$N_{Re} = 0.09727 \, \frac{q' \, \gamma_g}{d' \, \mu'} \qquad (4.22)$$

Procediendo ahora al cambio de unidades:

$$q' \left(\frac{pies^3}{seg}\right) = q \left(\frac{pies^3}{dia}\right) \frac{1}{86400} \left(\frac{dia}{seg}\right) \quad (4.23)$$

$$d' \text{ (pies)} = d \text{ (pg)} \frac{1}{12} \left(\frac{pie}{pg}\right) \quad (4.24)$$

$$\mu' \left(\frac{lb_m}{pie - seg}\right) = \mu \text{ (cp) } 0.00067197 \left(\frac{lb_m}{pie\text{-}seg\ cp}\right) \quad (4.25)$$

Sustituyendo estas tres últimas igualdades en (4.22) y simplificando:

$$N_{Re} = 0.020105 \frac{q\ \gamma_g}{d\ \mu_g} \quad (4.26)$$

4.3.- OBSERVACIONES:

4.3.1. Como la viscosidad del gas es baja y generalmente se manejan gastos altos, el régimen de flujo es normalmente turbulento, por lo que el valor de f, según la ecuación (2.16), es:

$$f = (\ 2 \log (3.715\ d/\epsilon)\ )^{-2} \quad (4.27)$$

4.3.2. Al emplear las ecuaciones (4.16), (4.17) y (4.18) se debe tener cuidado en la determinación del signo de h. Para esto basta recordar que la diferencia de alturas entre la descarga y la entrada se debe referir a un nivel base y se considera el sentido positivo hacia arriba. Así para un pozo inyector, en el que la entrada está en la superficie y la descarga en el fondo, a una profundidad D, la altura de la entrada respecto a la superficie es cero y la de la descarga referida al mismo nivel es -D, de tal manera $h = h_D - h_e = -D - 0 = -D$. Lo mismo se obtiene si el nivel de referencia es la profundidad D. En este caso $h_D = 0$ y $h_e = D$, o sea: $h = h_D - h_e = 0 - D = -D$.

4.3.3. Para resolver la ecuación (4.16) se requiere del uso de un procedimiento iterativo, ya que p, z y f dependen de la presión y f además depende del gasto. El procedimiento iterativo recomendado es el de aproximaciones sucesivas, mencionado en el inciso 3.4.2.

4.3.4. Como la distribución de presiones en un gasoducto no es lineal, se recomienda el uso de la siguiente ecuación para obtener la presión media:

$$\bar{p} = \frac{2}{3} \left[p_1 + p_2 - \frac{p_1\ p_2}{p_1 + p_2} \right] \quad (4.28)$$

4.4.- Predicción del comportamiento de un pozo productor de gas.

El diagrama simplificado del sistema de producción de un pozo productor de gas seco se muestra en la Fig. 4.1. Los elementos del sistema y las caídas de presión que en ellos se presentan son:

ELEMENTOS	PERDIDAS DE PRESION
1.- Yacimiento	$p_{ws} - p_{wf}$
2.- Tubería de producción	$p_{wf} - p_{th}$
3.- Estrangulador	$p_{th} - p_{e}$
4.- Línea de descarga	$p_{e} - p_{s}$

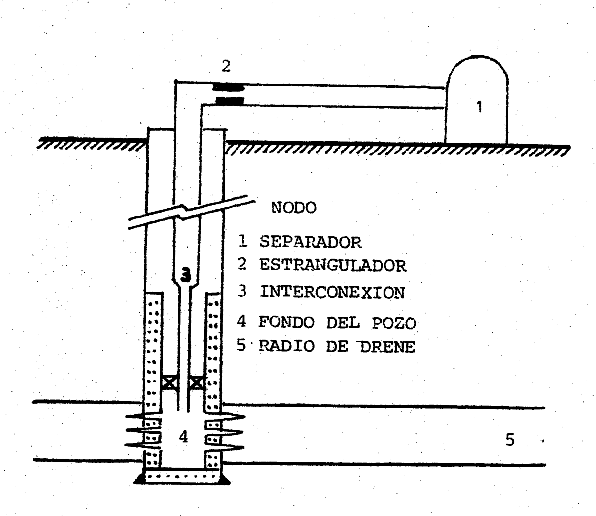


FIG. 4.1.- SISTEMA SIMPLIFICADO DE FLUJO DE UN POZO PRODUCTOR DE GAS.

La capacidad de producción del sistema depende de la presión estática del pozo, las características del yacimiento, las tuberías, el estrangulador, la presión de separación y las propiedades del gas producido.

Con la información anterior se puede obtener el ritmo de producción mediante el procedimiento siguiente:

a) Suponga un gasto

b) Con la presión estática y la ecuación que representa el flujo en el yacimiento, obtenga, para el gasto supuesto, el valor de la presión de fondo fluyendo.

En estos apuntes se considerará que el flujo en el yacimiento puede quedar representado por la ecuación siguiente:

$$q = C\,(p_{ws}^2 - p_{wf}^2)^n \qquad (4.29)$$

Despejando p_{wf} se tiene:

$$p_{wf} = \sqrt{p_{ws}^2 - \left(\frac{q}{C}\right)^{1/n}} \qquad (4.30)$$

c) Con la presión de fondo fluyendo y el mismo gasto, obtenga la presión en la boca del pozo, p_{th}. Para este cálculo se usa la Ec. 4.16. El valor obtenido representa la presión antes del estrangulador.

d) La secuencia de cálculo se inicia ahora a partir de la presión de separación, para obtener la presión en la boca del pozo corriente abajo del estrangulador (p_e), necesaria para transportar el gasto supuesto a través de la línea de descarga.

e) Repita el procedimiento suponiendo diferentes gastos y grafique los valores de p_{th} y de p_e contra el gasto, como se indica, en la Fig. 4.2.

En dicha figura se observa que cuando $p_{th} = p_e$ se tiene el gasto máximo, correspondiente al flujo sin estrangulador. Para obtener gastos inferiores al anterior se requiere un estrangulador en el cabezal del pozo. El tamaño del estrangulador se puede calcular con las ecuaciones que se presentan en el inciso 4.5.

f) En la misma forma, calcule los gastos máximos que pueden obtenerse para diferentes presiones estáticas. De esta manera se determina la relación entre estas variables, lo que constituye en sí la predicción del comportamiento del pozo.

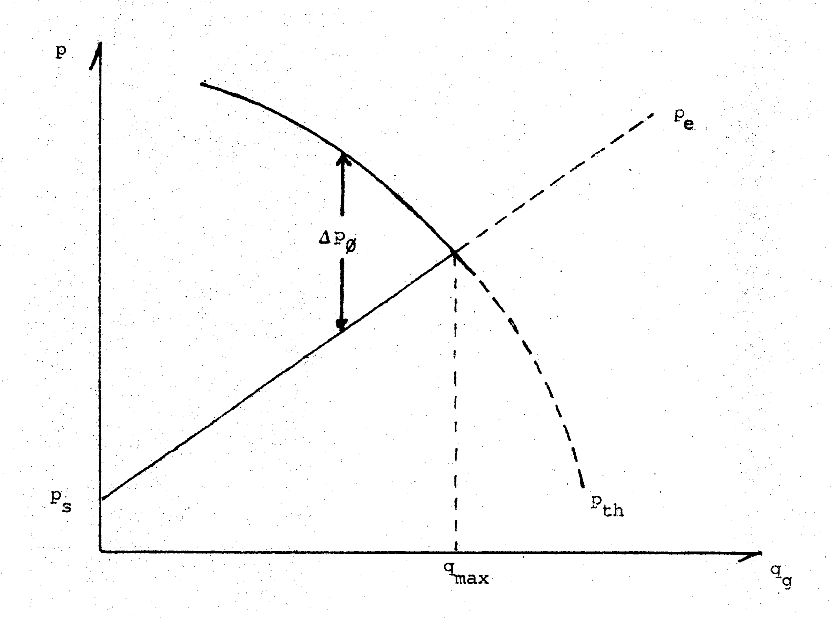


FIG. 4.2.- RELACIONES CALCULADAS DE LAS PRESIONES A BOCA DE POZO PARA DIFERENTES GASTOS.

4.4.1. Ejemplo de predicción del comportamiento de un pozo productor de gas seco.

Aplique el procedimiento descrito para las condiciones de flujo siguientes:

Presiones estáticas de 2000, 1500, 1000 y 500 lb/pg^2

Presión de separación de 50 lb/pg^2

Diámetro de la tubería de producción: 2.441 pg

Diámetro de la línea de descarga: 2.991 pg

Longitud de la tubería de producción: 6320 pies = 1.1976 millas

Longitud de la línea de descarga: 1.865 millas.

Desnivel del separador: 300 pies (flujo ascendente)

Densidad relativa del gas: 0.70 (aire = 1.00)

Temperatura media del fluido en la tubería de producción: 140°F

Temperatura media del fluido en la línea de descarga: 60°F

El comportamiento del flujo en el yacimiento está dado por la Ec. (4.30), donde: C = 16280 y n = 0.681

La rugosidad de las tuberías es de 0.0007 y se considera E = 1.00

Al seguir el procedimiento expuesto se obtuvieron los siguientes valores de p_{th}, partiendo de las presiones estáticas consideradas:

p_{ws} = 2000 lb/pg^2		
q (pies^3/dia)	p_{wf}	p_{th}
18 x 10^6	1992.6	472
16 x 10^6	1993.8	886
12 x 10^6	1995.9	1301

p_{ws} = 1500	
q	p_{th}
12 x 10^6	650
10 x 10^6	979
8 x 10^6	1052

p_{ws} = 1000 lb/pg^2	
q	p_{th}
2 x 10^6	834
6 x 10^6	642
8 x 10^6	401

p_{ws} = 500 lb/pg^2	
q	p_{th}
1 x 10^6	420
2 x 10^6	385
3 x 10^6	317
4 x 10^6	185

Para la línea de descarga se obtuvo el comportamiento siguiente:

q	p_e
2 x 10^6	153
4 x 10^6	292
10 x 10^6	698
12 x 10^6	828
16 x 10^6	1081

Al graficar los valores tabulados anteriores se obtuvo la Fig. 4.3. De ésta, con los valores correspondientes al gasto máximo se obtuvo la Fig. 4.4, que representa el comportamiento del pozo.

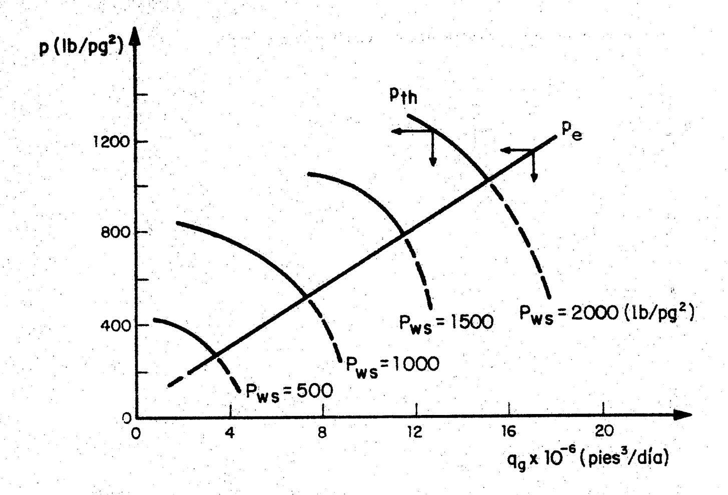


Fig 4.3 Gastos obtenibles, a diferentes presiones estáticas, en función de las presiones en el cabezal del pozo.

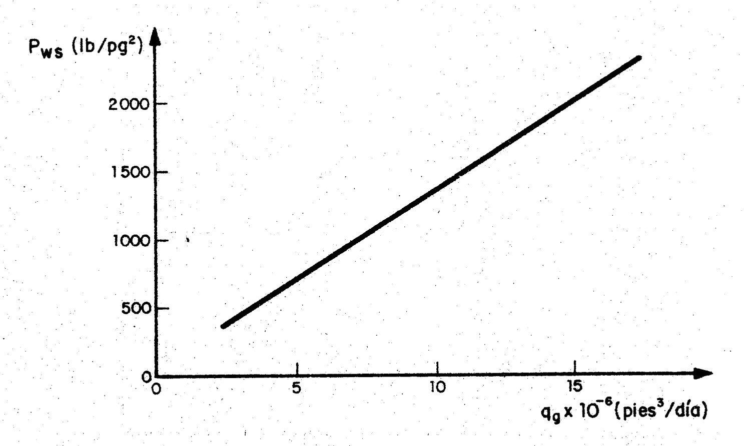


Fig 4.4 Relación entre el gasto máximo y la presión estática del pozo.

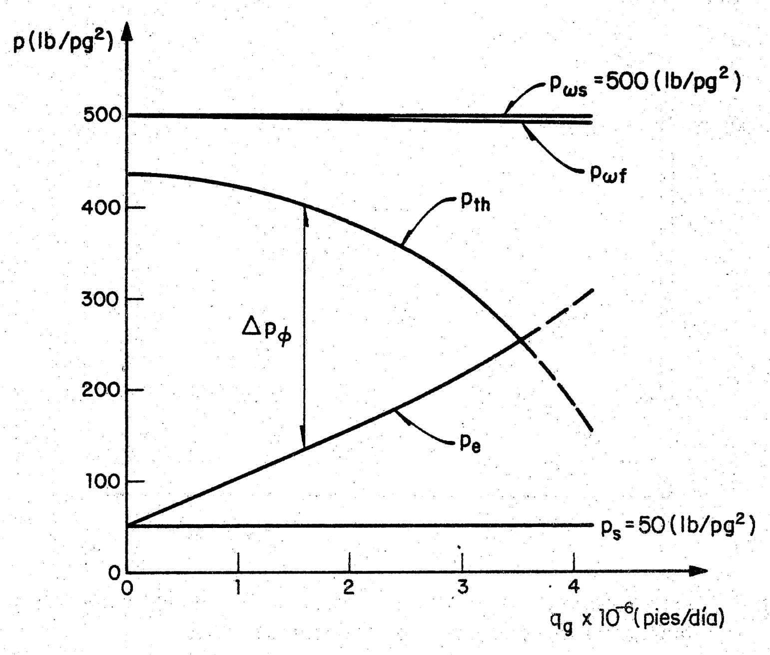


Fig 4.5 Distribución de las presiones en los nodos, en función del gasto, para una $p_{\omega s}$ = 500 lb/pg²

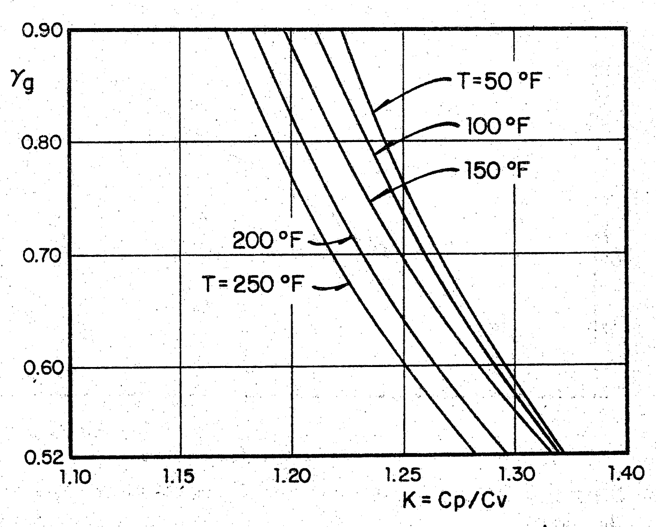


Fig 4.6 Relación de calores específicos en función de la temperatura y la densidad relativa

La aplicación del procedimiento descrito permite analizar el efecto sobre la producción al variar las tuberías de producción y de descarga, así como el de la presión de separación.

La distribución de presiones en los nodos, para una presión estática dada, en función del gasto, se muestra en la Fig. 4.5.

4.5.- Flujo de gas a través de estranguladores.[2]

Los estranguladores que se instalan en la boca del pozo, para controlar la producción, están basados en el principio de flujo crítico.

El flujo crítico es un fenómeno de flujo definido por el flujo de gases comprensibles, en la sección de estrangulamiento de una restricción, cuando su velocidad es sónica (velocidad del sonido en el fluido) o el número Mach es uno. El número Mach es una relación adimensional dada por el cociente de la velocidad del fluido entre la velocidad del sonido.

Existe flujo subcrítico si:

$$p_2 / p_1 > (2/K + 1)^{K/(K - 1)} \tag{4.31}$$

Se tiene flujo crítico cuando:

$$p_2/p_1 < (2/K + 1)^{K/(K-1)} \tag{4.32}$$

Donde:

$$K = \frac{C_p}{C_v} = \frac{\text{calor específico a presión constante}}{\text{calor específico a volumen constante}}$$

El valor de K puede obtenerse de la Fig. 4.6

Las ecuaciones siguientes permite calcular el diámetro del estrangulador.

$$C\,A = \frac{q_g}{155500 p_1 \left[\frac{64.34\ K}{\gamma_g (T + 460)(K-1)} \left[\left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{2/K} - \left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{(K+1)/K} \right] \right]^{0.5}} \tag{4.33}$$

Donde:

A = área del estrangulador, pg^2

C = coeficiente de descarga del estrangulador.

T = temperatura en el estrangulador °F

p_1 = presión corriente arriba del estrangulador (p_{th})

p_2 = presión corriente abajo del estrangulador (p_e)

El diámetro del estrangulador puede obtenerse con la siguiente ecuación, ajustada de la correlación establecida por Cook(2).

$$d_c = 1.75105 + 932.334\ CA - 2\ 9372.7(CA)^2 + 397972(CA)^3 - 1510615\ (CA)^4 \qquad (4.34)$$

Donde:

d_c = diámetro del estrangulador en 64 avos de pg.

Si existe flujo crítico a través del estrangulador, el diámetro se puede calcular con las mismas ecuaciones (4.33) y (4.34); pero en lugar del valor de p_2/p_1 se usará el de $(2/K + 1)^{K/K-1}$

Cuando se tiene flujo crítico a través del estrangulador, la presión corriente arriba es independiente de la presión que prevalece en el sistema de recolección (línea de descarga, separadores, etc.) Se infiere que el control de la producción se logrará cuando las variaciones de presión en el sistema de recolección no se reflejen en la formación productora, provocando fluctuaciones en la producción. Esta situación prevalecerá al usar un estrangulador que permita obtener la producción deseada bajo condiciones de flujo crítico.

Ejemplo: Calcule el diámetro del estrangulador si:

q_g = 80 000 pies^3 a c.s. T = 150°F

γ_g = 0.6 K = 1.31

p_1 = 700 lb/pg^2 p_2 = 600 lb/pg^2

Solución:

$$\left(\frac{2}{K+1}\right)^{K/(K-1)} = 0.545$$

$$p_2 / p_1 = 0.857$$

Como $p_2 / p_1 > (2 / K + 1)^{K/(K-1)}$, se usará el valor de p_2 / p_1 en la Ec. (4.33), ya que el flujo es subcrítico.

$$CA = \frac{80\ 000}{(155500)\ 700\left[\frac{(64.34)\ \ (1.31)}{(0.6)\ (610)\ (0.31)}\left[(0.857)^{1.527} - (0.857)^{1.763}\right]\right]^{0.5}}$$

$$CA = 0.005068 \ \ pg^2$$

Sustituyendo este valor en la Ec. (4.34), se obtiene:

$$d_c = 5.77/64 \ \ pg \ \ = \ \ 6/64 \ pg.$$

REFERENCIAS. CAP. 4

1.- Darcy, M. H. "Recherches Experimentales Relatives au Mouvement de P' eau dans les Tuyeaux". Paris, 1857

2.- Cook, H. L. y Dotterweich, F. H.: "Report on the Calibration of Positive Flow Beans". Department of Engineering, Texas College of Arts and Industries, 1946.

5.- FLUJO MULTIFASICO EN TUBERIAS.

5.1.- Conceptos y ecuaciones fundamentales.

5.1.1. Patrones de flujo.- Es evidente que al fluir dos fases simultáneamente, lo pueden hacer en formas diversas. Cada una de estas formas constituye un patrón de flujo. La distribución relaţiva de una fase con respecto a la otra, se conoce como patrón o tipo de flujo.

En el flujo vertical se han identificado patrones de flujo burbuja, tipo bache y tipo niebla, así como el correspondiente a la transición entre estos dos últimos tipos de flujo.

En la Fig. 5.1 se presenta una clasificación general de los patrones de flujo observados durante el trabajo experimental realizado por Beggs[1]

5.1.2. Colgamiento (H_L).- Se define como la relación entre el volumen de líquido existente en una sección de tubería a las condiciones de flujo, entre el volumen de la sección aludida. Esta relación de volúmenes depende de la cantidad de líquido y gas que fluyen simultáneamente en la tubería. Generalmente la velocidad con que fluye el gas es diferente de la velocidad con que fluye el líquido, existiendo un "resbalamiento" de una de las fases.

El término "resbalamiento" se usa para describir el fenómeno natural del flujo a mayor velocidad de una de las dos fases. Las causas del resbalamiento son diversas. La resistencia al flujo por fricción es mucho menor en la fase gaseosa que en la fase líquida. La diferencia en compresibilidades entre el gas y el líquido hace que el gas en expansión viaje a mayor velocidad que el líquido. El resbalamiento también es promovido por la segregación gravitacional. Las fuerzas gravitacionales originan que el líquido se mueva a mayor velocidad que el gas, cuando el flujo descendente; pero ocurre lo contrario en el flujo ascendente.

Para calcular las pérdidas de presión por elevación (carga hidrostática), es necesario predecir con precisión el colgamiento (H_L) considerando el resbalamiento entre las fases.

Existen varias correlaciones para obtener el colgamiento del líquido. La correlación mas general es la de Mukherjee y Brill,[2] obtenida a partir de mas de 1500 mediciones para flujo con ángulos de inclinación de 0 a $\pm$ 90°. Los resultados de este trabajo son los que se usarán en estos - apuntes:

La ecuación, establecida por Mukherjee y Brill, es:

$$H_L = \exp\left[(C_1 + C_2 \operatorname{sen}\theta + C_3 \operatorname{sen}^2\theta + C_4 N_L^2) \cdot \frac{N_{gv}^{C5}}{N_{Lv}^{C6}}\right] \qquad (5.1)$$

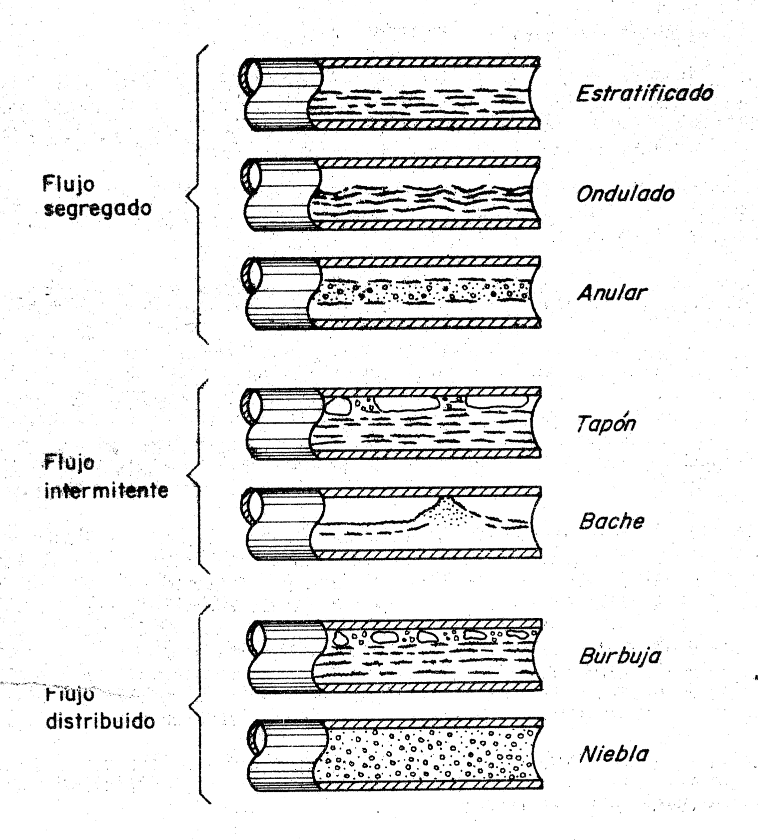


Fig 5.1 Patrones de flujo observados por Beggs en flujo horizontal[1]

Se tendrá flujo descendente estratificado cuando:

$$N_{LV} \leq 10^{(0.321 - 0.017 N_{gv} - 4.267 \text{ sen } \theta - 2.972 N_L - 0.033 (\log N_{gv})^2 - 3.925 \text{ sen}^2 \theta)}$$

N_L = número de la viscosidad del líquido = $0.15726\ \mu_L\ (1/\rho_L \sigma^3)^{0.25}$

N_{Lv} = número de la velocidad del líquido = $1.938\ v_{sL}\ (\rho_L/\sigma)^{0.25}$

N_{gv} = número de la velocidad del gas = $1.938\ v_{sg}\ (\rho_L/\sigma)^{0.25}$

Las unidades usadas en los términos de estos números adimensionales son:

μ (c.p), ρ (lb/pie^3), σ (dinas/cm), v(pies/seg)

Los coeficientes de la Ec. (5.1) para flujo ascendente y horizontal, descendente, y para flujo estratificado descendente, se muestran en la tabla siguiente:

Dirección del Flujo	Tipo de Flujo	C_1	C_2	C_3	C_4	C_5	C_6
Ascendente	Todos	-0.38011	0.12988	-0.11979	2.34323	0.47569	0.28866
Descendente	Estratificado.	-1.33028	4.80814	4.17158	56.26227	0.07995	0.50489
	Otro	-0.51664	0.78981	0.55163	15.51921	0.37177	0.39395

Otro concepto que se usa con frecuencia en los cálculos de gradientes para flujo multifásico, es el colgamiento sin resbalamiento (λ). Se define en la misma forma que H_L; pero se calcula a partir de las condiciones de flujo (p y T) existentes, considerando las producciones obtenidas en la superficie (q_o y R), esto es:

$$\lambda = \frac{q'_L}{q'_L + q'_g} = \frac{1}{1 + \frac{q_o\ (R - R_s)\ B_g}{5.615\ (q_o B_o + q_w B_w)}} \tag{5.2}$$

Donde q' = gasto a condiciones de escurrimiento.

5.1.3.- Velocidades superficiales.- Es la velocidad que tendría cualquiera de las fases si ocupara toda la tubería. Se define por las expresiones siguientes:

$$v_{SL}\ \text{(pies/seg)} = \frac{q'_L}{A_p} = \frac{0.01191\ (q_o\ B_o + q_w\ B_w)}{d^2} \tag{5.3}$$

$$v_{sg}\ \text{(pies/seg)} = \frac{q'_g}{A_p} = \frac{0.002122\ q_o\ (R - R_s)\ B_g}{d^2} \tag{5.4}$$

Donde:

A_p .- Area de la sección transversal de la tubería.

$$v_m = \frac{q'_L + q'_g}{A_p} = v_{sL} + v_{sg} \qquad (5.5)$$

De estas ecuaciones se observa que:

$$\lambda = \frac{v_{sL}}{v_m} \qquad (5.6)$$

5.1.4.- Velocidades reales.- Aplicando el concepto de colgamiento, se pueden obtener las velocidades reales de cada fase:

$$v_L = \frac{q'_L}{A_L} = \frac{q'_L}{A_p H_L} = \frac{v_{sL}}{H_L} \qquad (5.7)$$

$$v_g = \frac{q'_g}{A_g} = \frac{q'_g}{A_p\,(1-H_L)} = \frac{v_{sg}}{(1-H_L)} \qquad (5.8)$$

5.1.5.- Densidad de la mezcla de fluidos

La densidad real de la mezcla de fluidos se obtiene a partir del colgamiento (H_L) con:

$$\rho_m = \rho_L \; H_L + \rho_g \; (1 - H_L) \qquad (5.9)$$

Algunos autores calculan la densidad de la mezcla sin considerar el resbalamiento entre las fases, esto es:

$$\rho_{ns} = \rho_L \, \lambda + \rho_g \; (1 - \lambda) \qquad (5.10)$$

También puede obtenerse esta densidad a partir de la expresión siguiente:

$$\rho_{ns} = \frac{M}{V_m} \qquad (5.11)$$

Donde:

M = masa de la mezcla a c. esc. por barril de aceite producido a c.s. (lbm/blo a c.s.)

V_m = volumen de la mezcla a c. esc. por barril de aceite producido a c.s. $pies^3_m$ a c. esc./blo a c.s.

Los valores de M y V_m se obtienen con las ecuaciones siguientes:

$$M = M_o + M_g + M_w \qquad (5.12)$$

$$M_o = \gamma_{ro} \frac{(lbo/pie^3_o)}{(lb_w/pie^3_w)} \times 62.428 \left(\frac{lb_w}{pie^3_w}\right) \times 5.615 \left(\frac{pie^3_o}{blo}\right)$$

$$M_o = 350.5 \; \gamma_{ro} \qquad (5.13)$$

$$M_g = \gamma_g \frac{(lb_g/pie^3_g)}{(lb_a/pie^3_a)} \times 0.0764 \left(\frac{lb_a}{pie^3_a}\right) \times R \left(\frac{pies^3_{gp} \text{ a c.s}}{bl_o \text{ a c.s}}\right)$$

$$M_g = 0.0764 \; \gamma_g \; R \qquad (5.14)$$

$$M_w = \gamma_w \frac{(lb_w / pie^3_w)}{(lb_w / pie^3_w)} \times 62.428 \left(\frac{lb_w}{pie^3_w}\right) \times 5.615 \left(\frac{pie^3_w}{bl_w}\right) \times WOR \left(\frac{bl_w}{bl_o}\right)$$

$$M_w = 350.5 \; \gamma_w \; WOR \qquad (5.15)$$

$$\therefore \; M = 350.5 \; \gamma_{ro} + 0.0764 \, R \, \gamma_g + 350.5 \; \gamma_w \; WOR \qquad (5.16)$$

Cálculo de $V_m \left(\frac{pies^3_o + g + w \text{ a c. esc.}}{bl_o \text{ a c.s.}}\right)$

$$V_{mo} = 5.615 \, B_o$$

$$V_{mg} = (R - R_s) \left(\frac{pies^3 \text{ gl a c. esc. a c.s}}{\text{blo a c.s.}}\right) B_g \left(\frac{pies^3 \text{ c. esc.}}{pie^3 \text{ a c.s.}}\right)$$

$$V_{mw} = WOR \left(\frac{bl_w}{bl_o}\right) 5.615 \left(\frac{pies_w^3}{b/w}\right) B_w \left(\frac{pies_w^3 \text{ a c. esc.}}{pie_w^3 \text{ a c.s.}}\right)$$

$$\therefore \; V_m = 5.61\, B_o + (R - R_s)\, B_g + 5.615\, B_w \; WOR \tag{5.17}$$

Sustituyendo (5.16) y (5.17) en (5.11), se obtiene

$$\rho_{ns} = \frac{350.5\,(\gamma_{ro} + \gamma_w \; WOR) + 0.0764\, R\, \gamma_g}{5.615\,(B_o + B_w\; WOR) + (R-R_s)\, B_g} \tag{5.18}$$

5.1.6.- Gasto de masa.- Se define por la siguiente expresión:

$$w_m = \frac{lb_m \text{ de líquido y gas}}{\text{segundo}} \tag{5.19}$$

Puede obtenerse con cualquiera de las ecuaciones siguientes:

$$w_m = \frac{q_o \; M}{86400} \tag{5.20}$$

$$w_m = w_o + w_w + w_g \tag{5.21}$$

$$w_o = \rho_o \; q_o \; B_o \, / \, 15391 \tag{5.22}$$

$$w_w = \rho_w \; q_w \; B_w \, / \, 15391 \tag{5.23}$$

$$w_g = \rho_g \; q_o \; (R - R_s)\; B_g \, / \, 86400 \tag{5.24}$$

5.1.7.- Viscosidad de la mezcla

Dependiendo del método que se aplique, se usan las siguientes ecuaciones para obtener la viscosidad de la mezcla de fluidos:

$$\mu_{ns} = \mu_L \, \lambda + \mu_g \, (1 - \lambda) \tag{5.25}$$

$$\mu_m = \mu_L^{H_L} \; \mu_g^{(1-H_L)} \qquad (5.26)$$

Donde:

$$\mu_L = \mu_o \; f_o + \mu_w f_w \qquad (5.27)$$

y

$$f_o = \frac{B_o}{B_o + WOR\ B_w} \qquad (5.28)$$

$$f_w = (1 - f_o) \qquad (5.29)$$

Donde f_o es la relación aceite-líquido y f_w es la relación agua-líquido.

5.1.8.- Tensión superficial de la mezcla de líquidos.

Se obtiene con la siguiente expresión:

$$\sigma_L = \sigma_o \; f_o + \sigma_w \; f_w \qquad (5.30)$$

REFERENCIAS. CAP. 5.

1.- Beggs, H. D. y Brill, J.P.: "A Study of Two Phase Flow in Inclined Pipes". Trans. AIME. 1973.

2.- Mukherjee, H. y Brill, J.: "Liquid Holdup Correlations for Inclined Two - Phase Flow". J.P.T. Mayo, 1983.

6. FLUJO MULTIFASICO EN TUBERIAS HORIZONTALES.

6.1 INTRODUCCION.

Para flujo horizontal el gradiente de presión debido al cambio de elevación es igual a cero, por lo que la ecuación (2.9) se reduce a:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_T = \left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_f + \left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_{ac} \qquad (6.1)$$

O sea:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_T = \frac{f\,\rho\,v^2}{2\,g_c\,d} + \frac{\rho\,\Delta(v^2)}{2\,g_c\,\Delta L} \qquad (6.2)$$

La mayoría de los investigadores han adaptado esta ecuación para aplicarla al flujo de dos fases. Para esto suponen que la mezcla gas-líquido se puede considerar homogénea en un intervalo pequeño de la tubería. Así la Ec. (6.2) se puede escribir como:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_T = \frac{f_{tp}\,\rho_m\,v_m^2}{2\,g_c\,d} + \frac{\rho_m\,\Delta(v_m^2)}{2\,g_c\,\Delta L} \qquad (6.3)$$

En donde f_{tp}, ρ_m y v_m se refieren a la mezcla y son definidos en - forma diferente por los autores de las correlaciones.

El factor de fricción f_{tp}, como se indicó, depende del número de Reynolds; esto es, de las fuerzas viscosas y de inercia y de la rugosidad. Para - flujo bifásico intervienen además las fuerzas de gravedad e interfaciales. Aunque se ha intentado correlacionar el factor de fricción con grupos indimensionales que comprenden estas fuerzas, no se ha tenido éxito.

El enfoque que mas se ha seguido, es determinar el factor de fricción a partir de datos experimentales y tratar de correlacionarlo con alguna forma del número de Reynolds para dos fases.

6.2. CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION EN TUBERIAS HORIZONTALES.

Generalmente se considera flujo isotérmico, para el cual las propiedades de los fluidos dependen exclusivamente de la presión. En este caso la predicción de la caída de presión, consiste en suponer una caída de presión Δp y aplicar la ecuación (6.3) para determinar el incremento de longitud, ΔL, correspondiente a la Δp supuesta, repitiéndose el procedimiento hasta alcanzar la longitud total. Naturalmente que la exactitud de los cálculos aumenta al reducir el incremento de presión supuesto; pero también aumenta la cantidad de trabajo requerida para el cálculo. Por esta razón se debe establecer un compromiso entre estos dos factores, teniendo en mente que el incremento de presión debe ser pequeño a presiones bajas, en las que la velocidad varía mas rápidamente con la presión, no así a presiones altas en las que la variación es menor. Una regla establecida es usar incrementos de presión menores que el 10% del valor de la presión media.

Cuando no se considera flujo isotérmico, el cálculo del gradiente de presión implica un proceso iterativo, ya que la temperatura es una función de la distancia. Entonces, además de suponer una Δp, se tiene que suponer una ΔL y de ahí determinar la temperatura media de flujo.

6.2.1. Procedimiento general de cálculo.

A continuación se presenta el procedimiento de cálculo general para el caso de flujo isotérmico. Los pasos 5 a 7 dependen del método que se esté aplicando para el cálculo del perfil de presión.

1.- Se inicia con una presión p_1 a la entrada de la tubería. A este punto le corresponde una $L = 0$.

2.- Suponga una caída de presión Δp y calcule $\bar{p}$ y p_2

$$\bar{p} = p_1 - \Delta p/2 \qquad p_2 = p_1 - \Delta p$$

3.- Determine las propiedades de los fluidos (R_s, σ, B_o, Z, B_g, μ_o, μ_g, ρ_o y ρ_g) a las condiciones medias de escurrimiento.

4.- Calcule las velocidades superficiales y los gastos de masa de los fluídos. Calcule también el colgamiento sin resbalamiento.

5.- Determine el colgamiento H_L y la densidad de la mezcla.

6.- Si las pérdidas de presión por aceleración no se consideran despreciables determine su valor.

7.- Obtenga el valor del factor de fricción de dos fases.

8.- Aplicando la ecuación correspondiente determine el valor del gradiente de presión ($\Delta p/ \Delta L$) y con éste la ΔL correspondiente a la Δp supuesta.

9.- Reemplace L por $L + \Delta L$; si este valor es menor que la longitud total, haga $p_1 = p_2$ y regrese al paso (2). Si L es igual o mayor que la longitud total, se termina el cálculo, obteniéndose la presión final por interpolación si es necesario.

Como se indicó este procedimiento se aplica cuando el flujo es isotérmico. Cuando esta condición no es válida, se tienen que incluir los siguientes pasos:

2'.- Suponga un incremento de longitud correspondiente a la Δp supuesta y calcule la temperatura media en el incremento.

8'.- Si la ΔL_c calculada es igual o difiere de la ΔL_s supuesta en un valor menor que una tolerancia, continue en (9). Si no, haga $\Delta L_s = \Delta L_c$, determine la temperatura media en el intervalo y regrese a (3).

6.3.- CORRELACION DE BERTUZZI, TEK Y POETTMANN.[1]

6.3.1. Introducción.

Las características principales de esta correlación son:

a) Es independiente del patrón de flujo.

b) No se consideran las pérdidas de presión por aceleración.

c) La densidad y el gasto másico de la mezcla están definidos por las ecuaciones:

$$\rho_{ns} = \rho_L \lambda + \rho_g (1 - \lambda) \qquad (6.4)$$

$$w_m = w_L + w_g \qquad (6.5)$$

d) El factor de fricción para dos fases, f_{tp}, se obtuvo usando 267 datos experimentales. Se encontró que los valores resultantes se podían correlacionar con una función del número de Reynolds del líquido y del número de Reynolds del gas:

$$\phi = \left[\frac{d\, v_{sg}\, \rho_g}{\mu_g}\right]^a \left[\frac{d\, v_{sL}\, \rho_L}{\mu_L}\right]^b \qquad (6.6)$$

En donde:

$$a = \Psi/(1 + \Psi) \qquad (6.7)$$

$$b = 1/\exp(0.1\, \Psi) \qquad (6.8)$$

$$\text{y} \quad \Psi = w_g / w_L \qquad (6.9)$$

Los exponentes a y b se seleccionaron arbitrariamente y para satisfacer la condición de que la función (6.6) tienda al número de Reynolds del gas cuando la fase líquida tiende a cero, y tienda al número de Reynolds del líquido cuando la fase gaseosa tiende a cero.

La correlación para obtener el factor de fricción se muestra en la Fig. 6.1, observándose que es una función de Ψ

6.3.2. Aplicación de la correlación.

La ecuación del gradiente de presión por fricción, es:

$$\frac{\Delta p}{\Delta L} = \frac{174.158\, f_{tp}\, w_m^2}{\rho_{ns}\, d^5} \qquad (6.10)$$

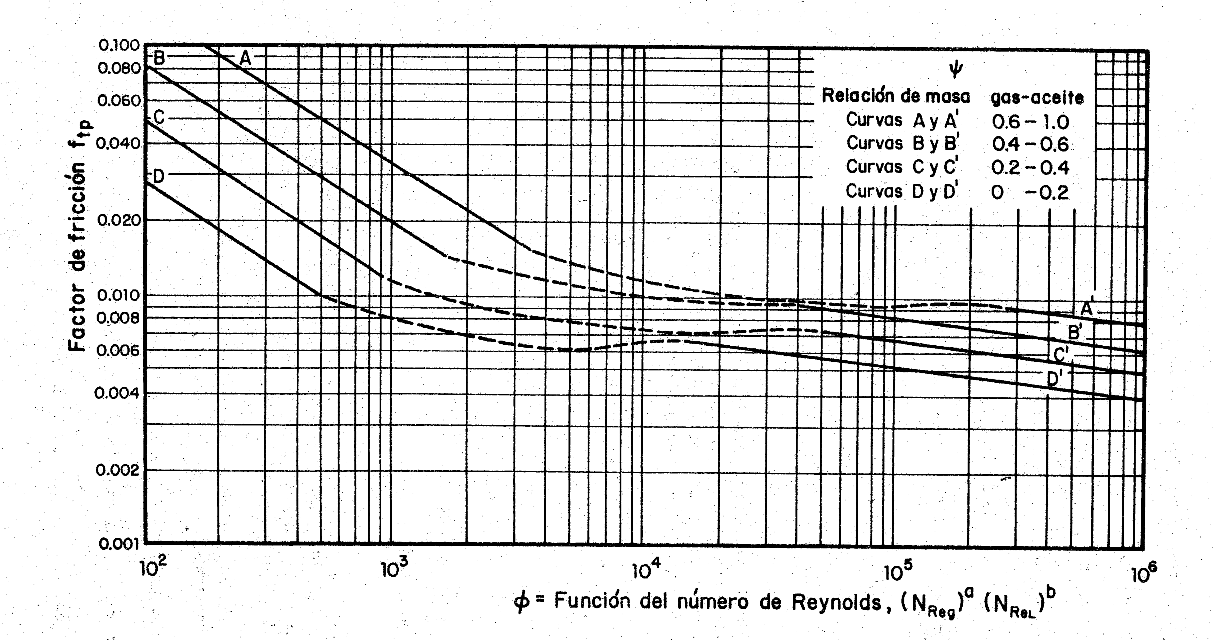


Fig 6.1 Gráfica del factor de disipación de energía (tomada de Bertuzzi y otros)[1]

El número de Reynolds del líquido y del gas se obtienen con las expresiones siguientes.

$$N_{ReL} = 22737 \frac{w_L}{d\ \mu_L} \qquad (6.11)$$

$$N_{Reg} = 22737 \frac{w_g}{d\ \mu_g} \qquad (6.12$$

El factor de fricción puede obtenerse con la Fig. 6.1 o empleando las ecuaciones siguientes:(2)

Para: $0 \leq \phi \leq 500$

$$\log f_{tp} = 1.225\ \Psi - 0.06561 \log \phi - 0.37 \qquad (6.13)$$

Para:

$\phi \geq 10\ 000$

$$\log f_{tp} = 0.49\ \Psi - 0.12616 \log \phi - 1.702 \qquad (6.14)$$

Para:

$500 \leq \phi \leq 10\ 000$

$$\log f_{tp} = F_{500} - 0.6561\ y + (1.1056 + 1.7723\ \Delta F)\ y^2$$

$$- (0.46214 + 0.90817\ \Delta F)\ y^3 \qquad (6.15)$$

En donde:

$$\Delta F = F_{10000} - F_{500} \qquad (6.16)$$

$$F_{10000} = \log f_{tp}\ (\Psi, \phi = 10\ 000) \qquad (6.17)$$

$$F_{500} = \log f_{tp}\ (\Psi, \phi = 500) \qquad (6.18)$$

$$y = \log \phi - 2.699 \qquad (6.19)$$

La ecuación (6.15) es un polinomio de interpolación entre los valores de f para $\phi = 500$ y $\phi = 10\ 000$, con la restricción adicional que la - pendiente del polinomio es igual a la de los polinomios (6.13) y (6.14) en los extremos de la interpolación.

6.3.3. Procedimiento de cálculo.

La caída de presión se obtiene aplicando los tres primeros pasos indicados en la sección anterior, y a continuación los siguientes:

4.- Obtenga w_m con las Ecs. (5.16) y (5.20) o con las Ecs. (5.21), (5.22) y (5.23). Obtenga λ con la Ec. (5.2)

5.- Determine el factor de fricción para dos fases:

a) Calcule el número de Reynolds del gas y del líquido aplicando las Ecs. (6.11 y (6.12).

b) Con las Ecs. (6.7) y (6.8) calcule a y b.

c) Determine el valor de $\emptyset$ de la Ec. (6.6) y con este obtenga el valor de f_{tp} de la Fig. 6.2 o con las Ecs. (6.13) a (6.19).

6.- Obtenga ρ_{ns} con la Ec. (6.4)

7.- Aplique la Ec. (6.10) para calcular el gradiente de presión y con éste obtenga la ΔL correspondiente al incremento de presión supuesto.

6.3.4. Ejemplo .- Aplicando el método de Bertuzzi, determine el gradiente de presión para las siguientes condiciones:

$R = 2000 \text{ pies}^3/\text{bl}$ $\gamma_{ro} = 0.8$

$q_o = 5000$ bl/dia a c.s. $\bar{p} = 1275 \text{ lb/pg}^2$

$d = 6$ pg. $\bar{T} = 80°F$

$\mu om = 15.18$ cp

$\gamma_g = 0.7$

Use la correlación de Øistein para obtener las propiedades del aceite. (B_o, R_s λ.

Solución:

Los pasos (1) y (2) no se aplican

3.- De la correlación de Øistein:

$B_o = 1.1867$

$R_s = 460.42$

De la correlación de Beggs y Robinson:

$\mu_o = \mu_L = 2.237$ cp

Del procedimiento descrito en el inciso 1.4.4

$Z = 0.7786$

De la correlación de Lee:

$\mu_g = 0.01396$ cp

De las ecuaciones (1.4.3), (1.4.5) y (1.2.12)

$B_g = 0.009316 \quad pie^3/pie^3$

$\rho_L = 45.763 \quad lb/pie^3$

$\rho_g = 5.7407 \quad lb/pie^3$

4.- Los valores de w_L, w_g y w_m, se obtienen con las Ecs. (5.22) a (5.24), y λ con la Ec. (5.2).

$w_g = 4.7648 \quad lbm/seg$

$w_L = 17.6468 \quad lbm/seg$

$w_m = 22.4116 \quad lbm/seg$

$\lambda = 0.3172$

5.a.- Según las Ecs. (6.11) y (6.12), se tiene

$N_{ReL} = 29891$

$N_{Reg} = 1\ 293\ 548$

5.b.- Los valores de Ψ, a y b, de acuerdo con las Ecs. (6.7), (6.8) y (6.9) son

$\Psi = 0.27001$

$a = 0.2126$

$b = 0.9734$

5.c.-

$$\emptyset = (1293548)^{0.2126} \ (29891)^{.9734}$$

$$\emptyset = 452\ 598$$

De la Fig. 6.1 con $\emptyset$ y Ψ, se obtiene f_{tp} = 0.005209

El mismo resultado se obtiene con la Ec. (6.14)

6.- De la Ec. (6.4)

$$\rho_{ns} = 18.4359 \text{ lbm/pie}^3$$

7.- Con la Ec. (6.10) se obtiene:

$$\frac{\Delta p}{\Delta L} = \frac{(174.158)\ (0.005209)\ (22.4116)^2}{(18.4359)\ (6)^5}$$

$$\frac{\Delta p}{\Delta L} = 0.003179 \text{ lb/pg}^2\text{/pie}$$

6.4.- CORRELACION DE EATON, ANDREWS, KNOWLES Y BROWN(3)

6.4.1. Introducción.

Esta correlación se desarrolló a partir de información sobre condiciones de flujo obtenida en líneas de 2 y 4 pg de diámetro y de 1700 pies de longitud, y una tubería de 17 pg. y 10 millas de longitud, en donde se uso aceite, condensado y agua separadamente como fase líquida y gas natural como fase gaseosa.

Para el cálculo del gradiente de presión se usa la siguiente ecuación:

$$\frac{\Delta p}{\Delta L} = \frac{43.539\ w_m^2\ f_{tp}}{d^5\ \rho_{ns}\ (1 - E_K)} \qquad (6.19)$$

Donde:

$$E_K = \frac{w_L\ \Delta(v_L^2) + w_g\ \Delta(v_g)^2}{9266.1 \left[\dfrac{w_L}{\rho_L} + \dfrac{w_g}{\rho_g}\right] \Delta p} \qquad (6.20)$$

El factor de fricción fue correlacionado a partir de información experimental. En la Fig.6.2 se muestra la correlación establecida, en la que el valor de la abscisa es:

$$x = \frac{22737 \left[w_g\ w_m\right]^{0.5}}{\mu_g\ d^{2.25}} \qquad (6.21)$$

el de la ordenada:

$$y = \left[\frac{w_L}{w_m}\right]^{0.1} f_{tp} \qquad (6.22)$$

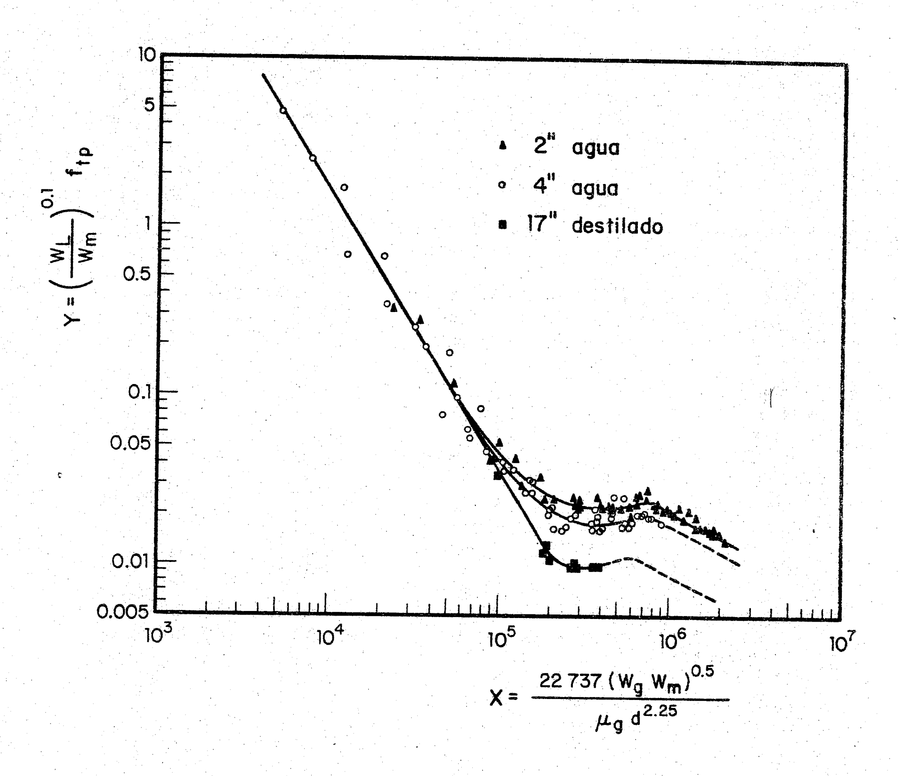


Fig 6.2 Correlación de Eaton[3] para el factor de pérdidas de energía

Para obtener las velocidades reales del líquido (v_L) y del gas (v_g), es preciso conocer el colgamiento del líquido (H_L) en cualquier parte de la tubería. Esto es necesario sólo cuando las pérdidas de presión por aceleración (Ec. (6.20)) no son despreciables.

El colgamiento se obtiene con la Ec. (5.1) que proporciona valores reales de esta función. La aplicación de esta ecuación es válida para el método de Eaton, ya que durante las pruebas de flujo en las tuberías de 2 y 4 pg., se midió el colgamiento de líquido, aislando secciones de las tuberías mediante válvulas de cierre rápido.

6.4.2.- Procedimiento de cálculo.

Los pasos 5 a 8 del procedimiento de cálculo general, para la aplicación de este método, son los siguientes:

5.- Cálculo del colgamiento, H_L. Si las pérdidas de presión por aceleración se consideran despreciables, no es necesario determinar el colgamiento. De otro modo H_L se obtiene con la Ec. (5.1).

6.- Calcule el valor de $\Delta(v_L^2)$ y $\Delta(v_g^2)$, con las ecuaciones siguientes:

$$\Delta(v_L^2) = v_{L2}^2 - v_{L1}^2 \quad \text{y} \quad \Delta(v_g^2) = v_{g2}^2 - v_{g1}^2 \qquad (6.23)$$

Con estos valores obtenga E_K con la Ec. (6.20)

7.- Cálculo del factor de fricción.-

a) Determine el valor de x con la Ec. (6.21) y con éste obtenga el valor de la ordenada, y, de la Fig. 6.2, o con las ecuaciones siguientes:

Para: $x \leq 60000$

$$y = 6677920\ x^{-1.64941} \qquad (6.24)$$

Para:

$$60000 < x \leq 819194 - 39981.7\ d + 2838.8 d^2 - 73.26\ d^3$$

$$y = t/100 \qquad (6.25)$$

$$t = \text{Antilog}\ (2.37354 - 2.10458\ r + 0.5757\ r^3 - 0.14189\ r^4$$
$$+ s\ (0.46 - 0.93739\ r + 0.45966\ r^3 - 0.15975\ r^4)$$
$$+ s^2\ (0.451 - 0.36293\ r - 0.19949\ r^3 + 0.12835\ r^4\ )) \qquad (6.26)$$

Donde:

$$r = \log\ (x\ /\ 10000) \qquad (6.27)$$

$$s = \log\ d \qquad (6.28)$$

Para $X > 819194 - 39981.7\ d + 2838.8\ d^2 - 73.26\ d^3$

$$y = (21.525 - 1.5934\ d + 0.02278\ d^2 + 0.00131\ d^3)\ X^{-0.49} \qquad (6.29)$$

b) Calcule el factor de fricción:

$$f_{tp} = \frac{y}{\left[\frac{w_L}{w_m}\right]^{0.1}} \qquad (6.30)$$

8.- Aplicando la Ec. (6.19) calcule el valor de $(\Delta p/\Delta L)$ y con éste el valor de ΔL correspondiente a la Δp supuesta.

6.4.3.- Ejemplo.- Calcule la ΔL correspondiente a un decremento Δp = 50 lb/pg², aplicando el método de Eaton para las mismas condiciones del ejemplo anterior, cuando p_i = 1300 lb/pg². Use los siguientes valores de R_s y B_o.

p (lb/pg²)	R_s (pie³/bl)	B_o (bl/bl)
1300	469.67	1.1912
1275	460.42	1.1867
1250	451.21	1.1822

(1).- p_1 = 1300 lb/pg² $\quad L_1 = 0$

(2) .- Δp = 50 $\quad \bar{p}$ = 1300 - 50/2 = 1275 lb/pg²

p_2 = 1300 - 50 = 1250 lb/pg²

(3).- De correlaciones se obtiene:

p	Z	μ_L	B_g	σ
1300	0.7749	2.199	0.009093	10.68
1275	0.7786	2.237	0.009316	10.87
1250	0.7823	2.276	0.009548	11.06

(4).- A las presiones de interés se obtiene:

p	ρ_L	v_{sL}	v_{sg}
1300	45.664	1.9669	4.1011
1275	45.763	1.9614	4.2271
1250	45.861	1.9539	4.3583

y a $\bar{p}$ = 1275 lb/pg^2, se obtiene:

ρ_g = 5.7407 μ_g = 0.01396 cp.

w_g = 4.7648

w_L = 17.647

w_m = 22.412

λ = 0.3172

(5).- Cálculo de H_{L1} y H_{L2}

$$N_L = 0.15726 \quad \mu_L \left[1 / \rho_L \quad \sigma^3\right]^{0.25}$$

$$N_{L1} = (0.15726)\ (2.199)\ (1/(45.664)(10.68)^3)^{0.25}$$

$$N_{L1} = 0.022518$$

$$N_{Lv} = 1.938\ v_{sL}\ (\rho_L/\sigma)^{0.25}$$

$$N_{Lv1} = (1.938)\ (1.9669)\ (45.664/10.68)^{0.25}$$

$$N_{Lv1} = 5.4813$$

$$N_{gv} = 1.938\ v_{sg}\ (\rho_L / \sigma)^{0.25}$$

$$N_{gv1} = (1.938)\ (4.1011)\ (45.664/10.68)^{0.25}$$

$$N_{gv1} = 11.429$$

La ecuación de Mukherjee, para θ = 0, es:

$$H_L = \exp\left((C_1 + C_4\ N_L^2)\ \frac{N_{gv}^{C5}}{N_{Lv}^{C6}} \right)$$

$$H_{L1} = \exp\left((-.38011 + (2.34323)(0.022518)^2)\ \frac{(11.429)^{0.47569}}{(5.4813)^{0.28866}} \right)$$

$$H_{L1} = 0.4777$$

De la misma manera se obtiene H_{L2}

$N_{L2} = 0.022678$

$N_{Lv2} = 5.4035$

$N_{gv2} = 12.0529$

$H_{L2} = 0.4673$

(6).- Cálculo de $\Delta(v_L^2)$, $\Delta(v_g^2)$ y E_K

$$v_{L1} = \frac{v_{sL1}}{H_{L1}} = \frac{1.9669}{0.4777} = 4.1174 \text{ pies/seg}$$

$$v_{L2} = \frac{1.9539}{0.4673} = 4.1813 \text{ pies/seg}$$

$$v_{g1} = \frac{v_{sg1}}{(1 - H_{L1}} = \frac{4.1011}{0.5223} = 7.8520 \text{ pies/seg}$$

$$v_{g2} = \frac{4.3583}{0.5327} = 8.1815 \text{ pies/seg}$$

$$\Delta(v_L)^2 = 4.1813^2 - 4.1174^2 = 0.5303$$

$$\Delta(v_g)^2 = 8.1815^2 - 7.8520^2 = 5.2830$$

Sustituyendo valores en la Ec. (6.20)

$$E_K = \frac{(17.647)\ (0.5303) + (4.7648)\ (5.2830)}{9266.1 \left[\frac{17.647}{45.763} + \frac{4.7648}{5.7407} \right] (50)}$$

$$E_K = 0.00006131$$

(7).- Cálculo del factor de fricción.

(7.a).- Determinación del valor de la ordenada. Sustituyendo valores en la Ec. (6.21):

$$X = \frac{(22737)\ (4.7648)\ (22.412)^{0.5}}{(0.01396)\ (6)^{2.25}} = 298724$$

De la Fig. 6.2 $$f_{tp} \left(\frac{w_L}{w_m}\right)^{0.1} = 0.016$$

(7.b) $$f_{tp} = \frac{y}{\left(\frac{w_L}{w_m}\right)^{0.1}} = \frac{0.016}{\left[\frac{17.647}{22.412}\right]^{0.1}} = 0.01639$$

(8).-

$$\rho_{ns} = \lambda \rho_L + (1 - \lambda) \rho_g$$

$$\rho_{ns} = (0.3172)(45.763) + (0.6828)(5.7407)$$

$$\rho_{ns} = 18.436$$

Sustituyendo valores en la Ec. (6.19)

$$\frac{\Delta p}{\Delta L} = \frac{(43.539)(22.412)^2 (0.01639)}{(6)^5 (18.436)(1 - 0.00006131)} = 0.0025 \quad lb/pg^2/pie$$

(9).- $\Delta L = \Delta p / \Delta p/\Delta L = 50/0.0025 = 20\,000$ pies

6.5.- CORRELACION DE BEGGS Y BRILL [4]

6.5.1.- Introducción.

Esta correlación fue desarrollada a partir de datos de flujo obtenidos en tuberías de acrílico de 1 y 1 1/2 pg y de 90 pies de longitud, las cuales se podían inclinar a cualquier ángulo. Los fluidos utilizados fueron aire y agua.

La siguiente expresión se emplea para calcular el gradiente de presión:

$$\frac{\Delta p}{\Delta L} = 43.539 \frac{f_{tp} w_m^2}{\rho_{ns} d^5} + \frac{7.2557 \rho_m w_g}{\rho_{ns} pd^4 \rho_g} \frac{\Delta p}{\Delta L} \qquad (6.31)$$

Definiendo:

$$E_k = \frac{7.2557 \rho_m w_m w_g}{\rho_{ns} pd^4 \rho_g} \qquad (6.32)$$

La Ec. (6.24) se transforma a:

$$\frac{\Delta p}{\Delta L} = \frac{43.539 f_{tp} w_m^2}{\rho_{ns} d^5 (1-E_K)} \qquad (6.33)$$

El factor de fricción se calcula de:

$$f_{tp} = \left(\frac{f_{tp}}{f_n} \right) f_n \qquad (6.34)$$

Donde f_n es el factor de fricción del diagrama de Moody para tuberías lisas. Beggs da la siguiente expresión para su obtención:

$$f_n = \left[2 \log \left[\frac{N_{Re}}{4.5223 \log N_{Re} - 3.8215} \right] \right]^{-2} \qquad (6.35)$$

En donde:

$$N_{Re} = \frac{124\, d\, v_m\, \rho_{ns}}{\mu_{ns}} \qquad (6.36)$$

y

$$\mu_{ns} = \mu_L \lambda + \mu_g (1 - \lambda) \qquad (6.37)$$

El factor de fricción para dos fases normalizado (f_{tp} / f_n) se encontró ser función del colgamiento de líquido H_L y de λ, y se puede calcular de:

$$\frac{f_{tp}}{f_n} = e^S \qquad (6.38)$$

$$S = \frac{\ln y}{-0.0523 + 3.182 \ln y - 0.8725 (\ln y)^2 + 0.01853 (\ln y)^4} \qquad (6.39)$$

Donde:

$$y = \frac{\lambda}{H_L^{\,2}} \qquad (6.40)$$

Las tuberías transparentes permitieron observar y clasificar tres patrones de flujo. De acuerdo a esta clasificación se desarrolló el mapa de patrones de flujo, mostrado en la Fig. (6.3), en función de λ y del número de Froude. El patrón de flujo para cualquier condición de flujo se puede determinar de este mapa o de la tabla siguiente:

Patrón de Flujo	Condiciones
Segregado	$\lambda < 0.01$ y $N_{FR} < L_1$ ó $\lambda \geq 0.01$ y $N_{FR} < L_2$
Transición	$\lambda \geq 0.01$ y $L_2 < N_{FR} \leq L_3$

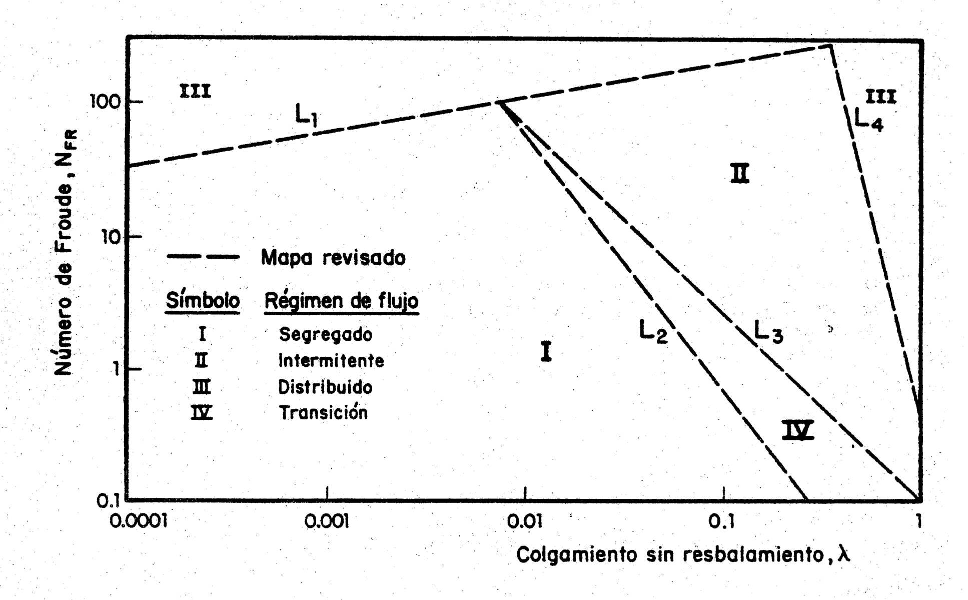


Fig 6.3 Mapa de patrones de flujo de Beggs[4]

Intermitente $0.01 \leq \lambda \leq 0.4$ y $L_3 < N_{FR} \leq L_1$ ó

$\lambda \geq 0.4$ y $L_3 < N_{FR} \leq L_4$

Distribuido $\lambda < 0.4$ y $N_{FR} \geq L_1$ ó $\lambda \geq 0.4$ y $N_{FR} > L_4$

En donde:

$$N_{FR} = 12538 \frac{w_m^2}{\rho_{ns}^2 \, d^5} \qquad (6.41)$$

$L_1 = 316 \; \lambda^{0.302}$ $\qquad L_2 = 0.0009552 \; \lambda^{-2.4684}$

$L_3 = 0.1 \; \lambda^{-1.4516}$ $\qquad L_4 = 0.5 \; \lambda^{-6.738}$

El colgamiento se obtiene con la Ec. (5.2)

6.5.2. Procedimiento de Cálculo.-

5.- Calcule el colgamiento con la Ec. (5.1) y ρ_m con la (5.9)

6.- Determine el valor de E_K con la Ec. (6.32). Sí se consideran despreciables las pérdidas de presión por aceleración, haga $E_K = 0$.

7.- Con las Ecs. (6.34) a (6.37) determine (f_{tp}/f_n) y f_n

8.- Calcule f_{tp}, de $f_{tp} = (f_{tp} / f_n) \, f_n$

9.- Obtenga $(\Delta p/\Delta L)$ aplicando la Ec. (6.33) y con este valor la ΔL correspondiente a la Δp supuesta.

Ejemplo .- Aplicando el método de Beggs y Brill, calcule el valor de la ΔL correspondiente a un decremento de presión $\Delta p = 50$ lb/pg², para las mismas condiciones del ejemplo anterior.

(1) $p_1 = 1300$ lb/pg²

(2) $\bar{p} = p_1 - \Delta p/2 = 1300 - 50/2 = 1275$ lb/pg²

(3) Del ejemplo anterior se tiene:

R_s = 460.42 $pies^3/bl$

B_o = 1.1867 bl/bl

z = 0.7786

B_g = 0.009316 pie^3/pie^3

μ_L = 2.237 cp

μ_g = 0.01396 cp

σ = 10.87 dinas/cm.

(4) ρ_L = 45.763 lb_m/pie^3

ρ_g = 5.7407 lb_m/pie^3

w_g = 4.7648 lb_m/seg

w_m = 22.412 lb_m/seg

$v_m = v_{sL} + v_{sg} = 1.9614 + 4.2271 = 6.1885$ pies/seg

λ = 0.3172

ρ_{ns} = 18.436 lb_m/pie^3

(5)

$$N_L = 0.15726 \; \mu_L \; (1/\rho_L \, \sigma^3) \; 0.25$$

$$N_L = (0.15726)\;(2.237)\;(1\,/\,(45.763)\;(10.87)^3)^{0.25}$$

$$N_L = 0.022593$$

$$N_{Lv} = 1.938 \; v_{sL} \; (\rho_L \,/\, \sigma)^{0.25}$$

$$N_{Lv} = (1.938)\;(1.9614)\;(45.763/10.87)^{0.25}$$

$$N_{Lv} = 5.4441$$

$$N_{gv} = 1.938 \; v_{sg} \; (\rho_L/\sigma)^{0.25}$$

$$N_{gv} = (1.938)\ (4.2271)\ (45.763\ /\ 10.87)^{0.25}$$

$$N_{gv} = 11.7346$$

$$H_L = \exp\left[(-\ .38011 + (2.34323)\ (0.022593)^2)\ \frac{(11.7346)^{0.47569}}{(5.4441)^{0.28866}} \right]$$

$$H_L = 0.4725$$

$$\rho_m = \rho_L H_L + (1 - H_L)\ \rho_g$$

$$\rho_m = (45.763)\ (0.4725) + (0.5275)\ (5.7407)$$

$$\rho_m = 24.65 \quad lb_m/pie^3$$

(6) Con la Ec. (6.32) se obtiene:

$$E_K = \frac{(7.2557)\ (24.65)\ (22.412)\ (4.7648)}{(18.436)\ (1275)\ (6^4)\ (5.7407)}$$

$$E_K = 0.0001092$$

(7)

$$\mu_{ns} = \mu_L\ \lambda + \mu_g\ (1 - \lambda)$$

$$\mu_{ns} = (2.237)\ (0.3172) + (0.01396)\ (0.6028)$$

$$\mu_{ns} = 0.718 \quad cp$$

$$N_{Re} = \frac{(124)\ (6)\ (6.1885)\ (18.436)}{0.718} = 118222$$

De la Ec. (6.35) se obtiene:

$$f_n = 0.017393$$

$$y = \frac{\lambda}{H_L^2} = \frac{0.3172}{0.4726^2} = 1.4202$$

El valor de S, según la Ec. (6.39) es:

$$S = 0.36662$$

$$\frac{f_{tp}}{f_n} = e^s = e^{0.3666} = 1.4428$$

$$f_{tp} = f_n \quad e^s = (0.017393)\ (1.4428) = 0.025095$$

(8)

$$\frac{\Delta p}{\Delta L} = \frac{(43.539)\ (0.025095)\ (22.412)^2}{(18.436)\ (6)^5\ \ (\ 1 - 0.0001092)}$$

$$\frac{\Delta p}{\Delta L} = 0.003829 \quad lb/pg^2/pie$$

(9)

$$\Delta L = (\Delta p / \Delta p / \Delta L) = 50/0.00382 = 13\ 058$$

A continuación se presentan los valores de $\Delta p / \Delta L$ obtenidos mediante la aplicación de los tres métodos explicados, para el mismo problema:

Método	$\Delta p\ /\ \Delta L$
Bertuzzi, Tek y Poettmann	0.003179
Eaton, Andrews, Knowles y Brown	0.0025
Beggs y Brill	0.003829

REFERENCIAS. CAP. 6

1.- Bertuzzi, A. F., Tek, M. R. y Poettmann, F.H.: "Simultaneous Flow of Liquid and Gas Through Horizontal Pipe" Trans AIME. 1956

2.- Limón, T.: "Cálculos de Flujo en Tuberías Mediante Calculadoras Programables de Bolsillo". Subgerencia de Ingeniería de Pozos. Abril, 1980.

3.- Eaton, B. A. et al.:"The Prediction of Flow Patterns, Liquid Holdup and Pressure Losses During Two-Phase Flow in Horizontal Pipelines." J.P. T. Jun. 1967.

4.- Beggs, H.D. y Brill, J.P.: "A Study of Two Phase Flow in Inclined Pipes" Trans. AIME. 1973.

7.- FLUJO MULTIFASICO VERTICAL

7.1.- Introducción.

Es evidente la importancia de la evaluación de las caídas de presión en la tubería vertical, ya que la mayor proporción de la presión disponible para llevar los fluidos del yacimiento hasta los separadores se consume en dicha tubería.

En la siguiente tabla se muestran las proporciones en que cae la presión en el yacimiento, la tubería vertical y la línea de descarga del pozo, para cuatro valores de índice de productividad y gastos de aceite.

DISTRIBUCION DE PERDIDA DE PRESION EN FLUJO DE ACEITE[1]

J	q_o	% DE PERDIDA		
$(bl/día/lb/pg^2)$	(bl/día)	Yacto.	T.V.	L.D.
2.5	2700	36	57	7
5.0	3700	25	68	7
10.0	4500	15	78	7
15.0	4800	11	82	7

CARACTERISTICAS DEL POZO

D = 10000 pies

p_{ws} = 3000 lb/pg^2

R = 750 $pies^3/bl$

ϕ_{TP} = 3 1/2 pg

p_{th} = 100 lb/pg^2

Dada la magnitud de las pérdidas de presión en las tuberías de producción se hace indispensable su evaluación precisa, a fin de optimizar el sistema de producción de los pozos.

La determinación de las distribuciones de presión en las tuberías de producción permite:

a) diseñar las tuberías de producción y líneas de descarga

b) Obtener el punto óptimo de inyección de gas en el bombeo neumático.

c) Proyectar aparejos de producción artificial. (neumático, mecánico, eléctrico).

d) Obtener p_{wf} sin necesidad de intervenciones en los pozos.

7.1.1.- Flujo multifásico en tuberías verticales.

Cuando fluyen simultáneamente aceite y gas a través de una tubería vertical a medida que se incrementa la proporción de gas en el flujo, las caídas de presión tienden a disminuir, hasta alcanzar un mínimo. A continuación los aumentos en la cantidad de gas provocarón incrementos en

las pérdidas de presión. Fig. 7.1 (a). Este fenómeno se explica de la manera siguiente:

a) Para volúmenes pequeños de gas plevalece la carga de líquido, misma que va reduciéndose al aumentar dicho gas; ya que la densidad de la mezcla gas-líquido contínuamente disminuye.

b) Después de que el volumen de gas alcanza cierta proporción, las pérdidas por fricción debidas al flujo del propio gas aumentan notablemente, compensando y sobre pasando la disminución en la carga hidrostática. El efecto resultante es el aumento en las caídas de presión.

Asimismo, manteniendo los gastos de líquido y gas y variando el diámetro del conducto, se ha observado un comportamiento similar al descrito; conforme se aumenta el diámetro, primero disminuyen las pérdidas de presión hasta un mínimo, y luego aumentan indefinidamente. Fig. 7.1 (b). En este caso el mecanismo que prevalece después del mínimo es el resbalamiento entre las fases; ésto es, que el gas viaje a una velocidad mayor que la del líquido, lo que implica un retraso de éste respecto al gas, resultando en mayor carga hidrostática. Para diámetros grandes de tuberías, la velocidad del líquido es baja y el retraso entre las fases es notable. Adl disminuir el diámetro aumenta la velocidad del líquido; y aunque la del gas también aumenta, lo hace en menor proporción por su compresibilidad, el resultado es una reducción en la carga hidrostática.

El efecto del resbalamiento se visualiza más fácilmente observando lo que ocurre en un tanque cilíndrico lleno de líquido, al que se le está burbujeando gas en el fondo. Evidentemente las burbujas de gas de segregarán del líquido liberándose en la superficie. Supóngase ahora que se va reduciendo el diámetro del tanque. Se alcanzará un diámetro en que el gas ya no resbale y empiece a arrastrar parte del líquido existente.

Por otra parte si se mantiene fijo el gasto de gas en un conducto vertical y se varía el volumen de líquido se tendrá por efecto del resbalamiento el siguiente comportamiento:

a) Para bajos gastos de líquido el resbalamiento será grande y la diferencia de presiones entre dos puntos del conducto, se deberá principalmente a la carga de líquido.

b) Al aumentar el gasto de líquido tenderá a disminuir el resbalamiento, lo que se traducirá en la disminución en la carga de líquido y una reducción en las pérdidas de presión.

c) Para gastos grandes de líquido las pérdidas por fricción compensarán la reducción de la carga hidrostática, incrementándose las caídas de presión.

Los tres casos anteriores se ilustran en la Fig. 7.1 (c)

Debido al resbalamiento no es posible calcular la relación gas-líquido a condiciones de flujo a partir de las condiciones de entrada a la tubería. Dicha relación se obtiene a través de correlaciones, que han sido

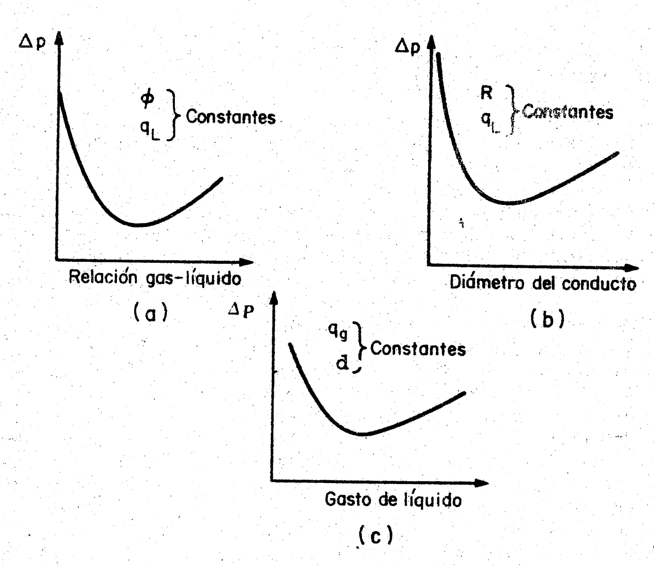


Fig 7.1 Relación entre la caída de presión y q_L, R y ϕ, en tuberías verticales

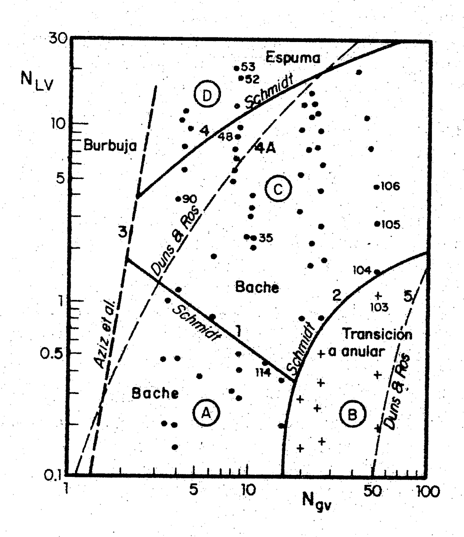


Fig 7.2 Mapa de patrones de flujo de Duns y Ros con modificaciones [13]

desarrolladas experimentalmente en base a la distribución de las fases en la corriente. Por lo general, de las correlaciones citadas se determina el valor del colgamiento "HOLD-UP" y de éste, fácilmente pueden obtenerse los volúmenes de gas y líquido en el flujo.

7.2.- Patrones de flujo.

Ros N.C.J.[2] identificó seis patrones típicos de flujo multifásico en tuberías verticales que denominó: burbuja, tapón, bache, espuma, transición y niebla; sin embargo en la mayoría de las correlaciones establecidas no se consideran los regímenes de flujo tapón y flujo de espuma.

Ros observó las siguientes condiciones de flujo:

a) Para bajos gastos de gas prevalece el flujo de burbuja, la fase líquida es contínua y el gas esta disperso en burbujas pequeñas.

b) A mayores gastos de gas, pero gastos bajos de líquido, conforme aumenta el gas, el número y tamaño de las burbujas también aumenta, tomando forma de bala (flujo tapón). A continuación estas burbujas coalescen formando baches que contienen principalmente gas y que alternan con baches de líqudio (flujo de bache).

c) Para $v_{sg} > 50$ pies/seg y $v_{sL} < 1.25$ pies/seg el flujo cambia de tapón a niebla.

d) Cuando v_{sL} alcanza valores superiores a 5.25 pies/seg ya no es fácil distinguir los varios patrones de flujo.

e) Para valores bajos de v_{sg} y v_{sL} se presenta el fenómeno conocido como cabeceo en el que el flujo varía ciclicamente en pocos segundos. El flujo es inestable y los gradientes de presión son muy variables y difíciles de predecir.

El patrón de flujo existente dentro de la tubería vertical se obtiene, generalmente, en función de los números adimensionales de velocidad del gas y del líquido, o en función de las velocidades superficiales. Los autores que optaron por estos enfoques desarrollaron mapas de patrones de flujo en los que se delimitan las regiones en que ocurren los regímenes considerados. En las Figs. 7.2 y 7.3 se presentan dos ejemplos de mapas de patrones de flujo.

7.3.- Enfoques en el desarrollo de las correlaciones.

Las diversas correlaciones existentes para el cálculo de distribuciones de presión con flujo multifásico, pueden clasificarse en tres tipos bien definidos:

Tipo I.- No se considera resbalamiento entre las fases. La densidad de la mezcla se obtiene en función de las propiedades de los fluidos, corregidas por presión y temperatura. Las pérdidas por fricción y los efectos del colgamiento se expresan por medio de un factor de fricción correlacionado empiricamente. No se distinguen patrones de flujo. Dentro

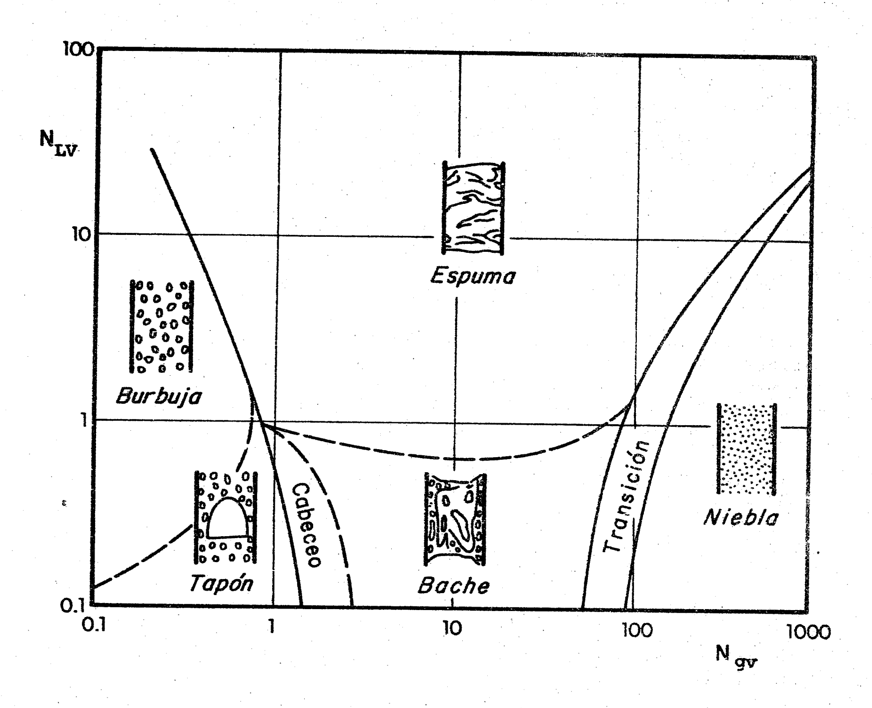


Fig 7.3 Mapas de patrones de flujo de Chierici, Ciucci y Sclocchi[18]

de este tipo están incluidos los métodos de Poettmann y Carpenter[3], Fancher y Brown[4] y Baxendell y Thomas.[5]

Tipo II.- Se toma en cuenta el resbalamiento entre las fases. La densidad de la mezcla se calcula utilizando el concepto de colgamiento. El factor de fricción se correlaciona con las propiedades combinadas del gas y líquido. No se distinguen regímenes de flujo. El método de Hagedorn y Brown[6] cae dentro de este tipo de correlaciones.

Tipo III.- Se considera resbalamiento entre las fases. La densidad de la mezcla se determina mediante el colgamiento. El factor de fricción se correlaciona con las propiedades del fluido en la fase contínua. Se distinguen diferentes patrones de flujo. Las principales correlaciones que caen dentro de esta clasificación son: Duns y Ros[1], Orkiszewski[7], Aziz[8], Beggs y Brill[9], Chierici[10], Gould y Tek,[11], etc.

7.4.- METODO DE POETTMANN Y CARPENTER[3]

7.4.1. Introducción.

Poettmann y Carpenter publicaron en 1952 un procedimiento analítico para determinar las caídas de presión en tubería verticales con flujo multifásico. Su ecuación principal la desarrollaron a partir de un balance de energía entre dos puntos dentro de la tubería de producción. Esta ecuación es:

$$\frac{\Delta p}{\Delta h} = \frac{1}{144} \left(\rho_{ns} + \frac{f_{tp} (q_o \; M)^2}{2.979 \times 10^5 \; \rho_{ns} \; d^5} \right) \qquad (7.1)$$

El factor de fricción fue determinado a partir de datos medidos de presiones de fondo en 49 pozos fluyentes y del bombeo neumático y aplicando la ecuación anterior. Los valores de f_{tp} así obtenidos se correlacionaron con el numerador del número de Reynolds, que expresado en las unidades prácticas queda:

$$d \; v \; \rho_{ns} = 1.77 \times 10^{-4} \; \frac{q_o \; M}{d} \qquad (7.2)$$

La correlación así obtenida fue extendida por Baxendel y Thomas[13], para ser aplicable a pozos con altos gastos y flujo por el espacio anular. En la Fig. 7.4 se muestran los resultados de ambas correlaciones.

La siguiente ecuación puede emplearse para obtener el valor de f_{tp}

$$f_{tp} = 5.415 \times 10^{-3} - 5.723 \times 10^{-4} \; a + 1.848 \times 10^{-4} \; a^2 + 3.5843 \times 10^{-6} \; a^3 \qquad (7.3)$$

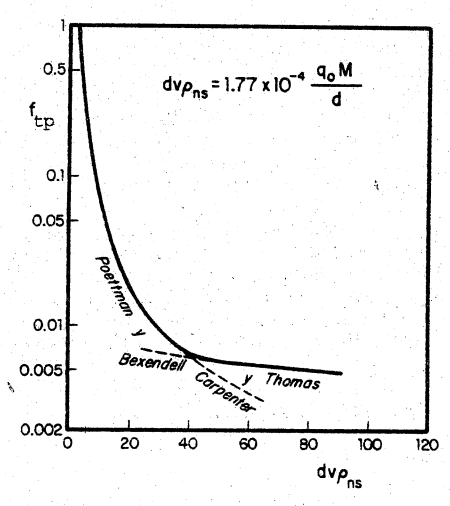


Fig 7.4 Correlaciones del factor de fricción[5]

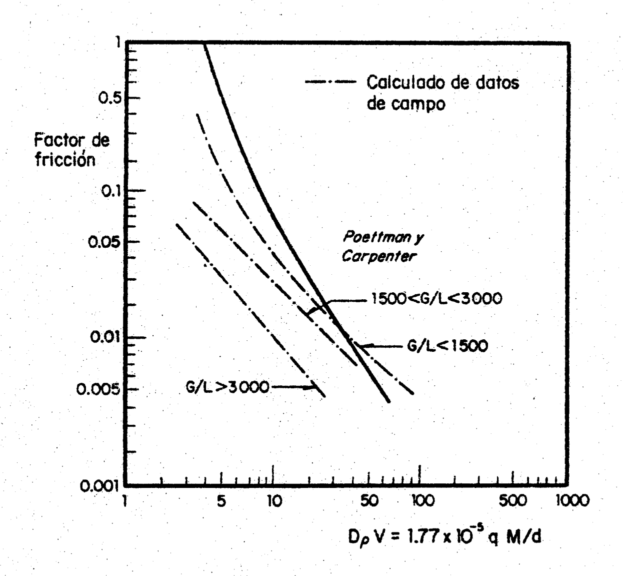


Fig 7.5 Correlación para el factor de fricción, Fancher y Brown[4]

Donde:

$$a = \frac{d \times 10^6}{q_o \; M} \qquad (7.4)$$

7.4.2. Procedimiento de cálculo. (Fig. 7.6)

1.- A partir de una p y h, dadas (condiciones en la cabeza o en el fondo del pozo), fijar una Δp y obtener

$$p_2 = p_1 + \Delta p \quad y \quad \bar{p} = p_1 + (\Delta p/2)$$

2.- Calcular para las condiciones medias del intervalo $\bar{p}$, $\bar{T}$ (ésta temperatura generalmente estimada), los valores de Z, B_o, R_s y B_g.

3.- Calcular ρ_{ns} a $\bar{p}$ con la Ec. (5.18)

4.- Determinar el valor de d v ρ_{ns} y obtener f_{tp} de la Fig. 7.4, o con las Ecs. (7.3) y (7.4).

5.- Aplicando la Ec. (7.1), cuantificar Δh

6.- Repetir el procedimiento hasta completar la profundidad total del pozo.

Siguiendo el mismo enfoque de Poettmann y Carpenter, Fancher y Brown[(4)] establecieron una correlación para determinar el factor de fricción en función de la relación gas líquido producida. Fig. 7.5.

7.4.3.- Ejemplo.- Se desea calcular el gradiente de presión en un pozo con flujo vertical bajo las siguientes condiciones:

q_o = 943.5 bl/día — d = 1.995 pg

R = 1122 pies^3/bl — p = 960 lb/pg^2

T = 153°F — γ_g = 0.65

γ_{ro} = 0.85

2.- Obtener las propiedades de los fluidos a las condiciones de presión y temperatura:

Con la correlación de Øistein:

B_o = 1.1002 — R_s = 212.19

De las otras correlaciones, se obtiene:

Z = 0.903 — B_g = 0.01628

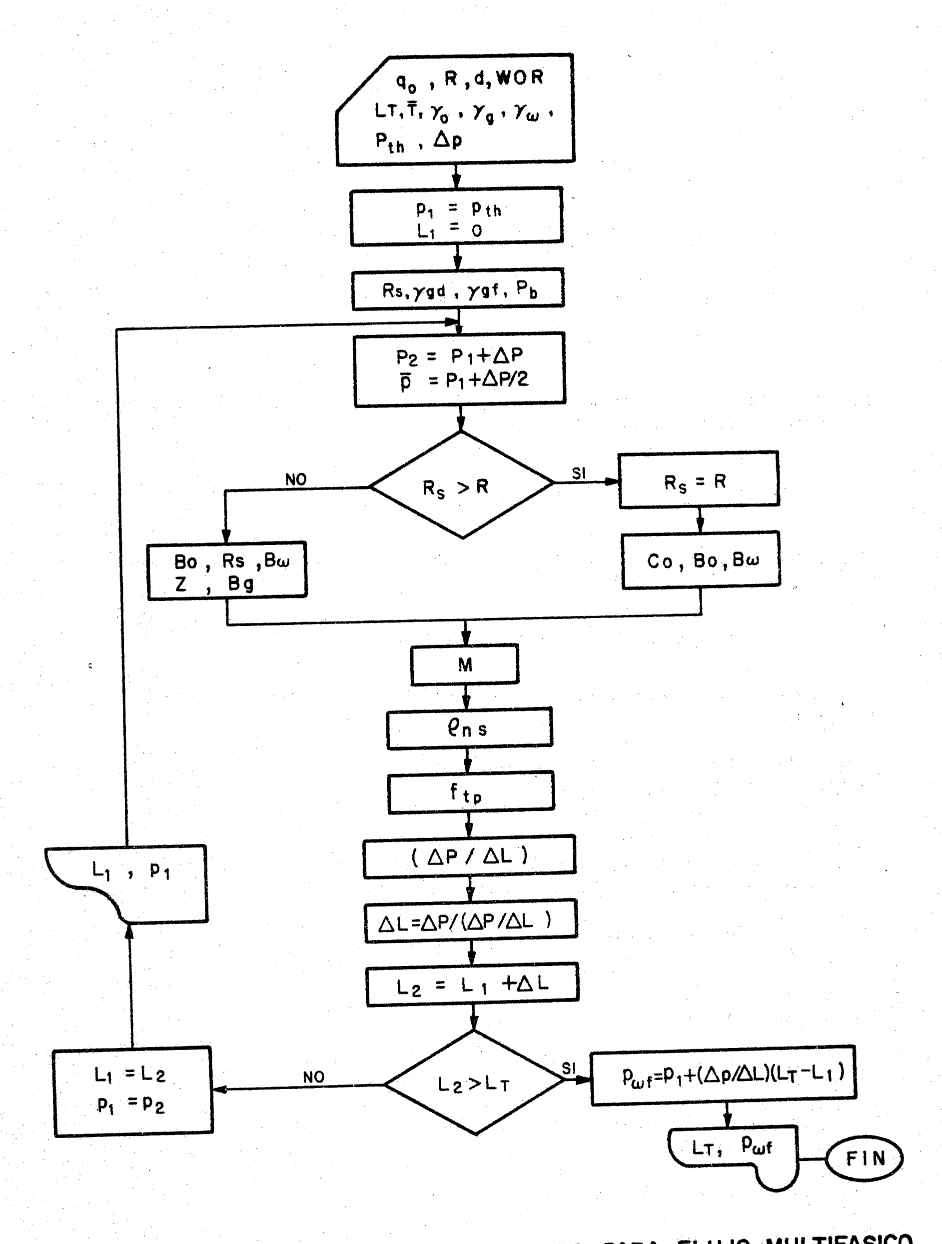


FIG. 7.6 DIAGRAMA DE FLUJO SIMPLIFICADO, PARA FLUJO MULTIFASICO EN TUBERIAS VERTICALES.
METODO DE POETTMAN Y CARPENTER.

3.- De la Ec. (5.18):

$$\rho_{ns} = 16.825 \quad lbm/pie^3$$

4.- De la Ec. (7.4)

$$a = 5.98$$

Con la Ec. (7.3)

$$f_{tp} = 0.00938$$

5.- Aplicando la Ec. (7.1), se obtiene:

$$\frac{\Delta p}{\Delta h} = 0.1625 \quad lb/pg^2/pie$$

7.4.4.- Obtención del gasto óptimo.

Según se indicó, la caída de presión en una tubería de producción, es mínima para un gasto determinado. Fig. 7.1 (c). Este gasto ha sido definido como el gasto óptimo. Para gastos mayores la caída de presión aumenta por el efecto de la fricción. Para gastos menores el colgamiento del líquido origina el incremento en la caída de presión.

Para gastos bajos la acumulación de líquido provoca un incremento considerable en el peso de la columna de fluidos. Este aumento en la carga de fluidos, reduce la velocidad del flujo, lo que a su vez causa un mayor resbalamiento. El resultado de esta secuencia es la precipitación del flujo en un estado inestable, que produce rapidamente la suspención de dicho flujo.

El gasto óptimo puede obtenerse aplicando la correlación de Poettmann - Carpenter - Baxendel - Thomas, de la manera siguiente:

Sustituyendo (7.4) y (7.3) en (7.1), se tiene:

$$\frac{\Delta p}{\Delta h} = \frac{1}{144}\left[\rho_{ns} + \frac{(q_o\ M)^2}{2.979 \times 10^5\ \rho_{ns}\ d^5}\left[5.415 \times 10^{-3} - 5.723 \times 10^{-4}\left(\frac{d \times 10^6}{q_o\ M}\right) + 1.848 \times 10^{-4}\left(\frac{d \times 10^6}{q_o\ M}\right)^2 + 3.5843 \times 10^{-6}\left(\frac{d \times 10^6}{q_o\ M}\right)^3\right]\right] \tag{7.5}$$

Derivando con respecto a $q_o\ M$ e igualando a cero:

$$\frac{d\ (\ \Delta p/\ \Delta h\ )}{d\ (\ q_o\ M\ )} = \frac{1}{144 \times 2.979 \times 10^5\ d^5\ \rho_{ns}}\left[\ 2 \times 5.415 \times 10^{-3}\ q_{op}\ M\right.$$

$$- (5.723 \times 10^{-4}) \ (d \times 10^{6}) - \frac{(3.5843 \times 10^{-6})(d \times 10^{6})^{3}}{(q_{op}\ M)^{2}} \Bigg] = 0 \qquad (7.6)$$

Simplificando:

$$(q_{op}\ M)^{3} - 5.2844 \times 10^{4}\ d\ (q_{op}\ M)^{2} - 3.3096029 \times 10^{14}\ d^{3} = 0 \qquad (7.7)$$

Resolviendo la ecuación de 3er. grado anterior, para d = 1, 2, 3, 4 y 6 pg., se obtiene:

Para:	d = 1 pg.	q_o M = 91970 lb_m/dia
	d = 2 pg.	q_o M = 183942
	d = 3 pg.	q_o M = 275913
	d = 4 pg.	q_o M = 367883
	d = 6 pg.	q_o M = 551825

Los valores anteriores constituyen una recta, cuya ecuación es:

$$q_{op}\ M = 91970\ d \qquad (7.8)$$

Sustituyendo M según la Ec. (5.16) y despejando q_{op}, se tiene:

$$q_{op} = 91970\ d\ /\ (350.5\ \gamma_{ro} + 0.0764\ R\ \gamma_{g} + 350.5\ \gamma_{w}\ WOR) \qquad (7.9)$$

La ecuación anterior porporciona un medio sencillo y útil para diagnosticar las condiciones de flujo en los pozos y para seleccionar las tuberías de producción.

Ejemplo.- Se desea diagnosticar las condiciones de flujo actuales y seleccionar la tubería de producción óptima para los pozos productores de un campo, de los que se ha obtenido la siguiente información: γ_{ro} = 0.80; R = 2000; WOR = 0; γ_g = 0.75. La producción promedio de los pozos es de 250 blo/dia, fluyendo por una T.P. con d = 2.441 pg.

a) Diagnóstico.- Sustituyendo datos en la Ec. (7.9) se obtiene el gasto óptimo para las condiciones de flujo actuales:

$$q_{op} = (91970)(2.441)/((350.5)(0.80)+(0.0764)(2000)(0.75))$$

$$q_{op} = 568 \text{ blo/dia}$$

Como el gasto real es mucho menor que el óptimo, se infiere que el flujo es ineficiente, debido a un colgamiento excesivo que incrementa el gradiente de presión.

b) Selección de la tubería óptima.- La misma Ec. (7.9) puede emplearse para obtener el diámetro óptimo, suponiendo un gasto de 250 blo/dia

$d = q_o\ M\ /\ 91970 = 1.073$ pg

Aunque el método es aproximado, permite en el caso analizado, concluir la conveniencia de usar tuberías de menor diámetro, a fin de prolongar la vida fluyente de los pozos.

7.5.- METODO DE BEGGS Y BRILL.[9]

7.5.1.- Introducción.

Estos autores establecieron, a partir de pruebas de laboratorio, una correlación para calcular las distribuciones de presión en tuberías con flujo multifásico. El procedimiento es aplicable a flujo horizontal, inclinado y vertical.

La experimentación fue realizada en tubos transparentes de acrílico de 90 pies de longitud. Estos tubos fueron dotados de un mecanismo que permitió variar su posición desde la horizontal a la vertical; además se les incluyeron dispositivos para medir gastos, caídas de presión, ángulos de inclinación y el colgamiento. Los fluídos utilizados fueron aire y agua. Las pruebas consistieron en medir el colgamiento y la diferencial de presión en una sección de la tubería. En total se tomaron 584 datos de colgamiento y caída de presión.

Dichas pruebas se realizaron para los siguientes rangos: 1) Gasto de gas: 0 a 300 m pies^3/día, 2) Gasto de líquido: 0 a 1030 bl/día; 3) Presión media del sistema: 35 a 95 lb/pg.^{2} abs.; 4) Diámetro de 1 y 1.5 pg.; 5) Colgamiento de 0 a .87 y 6) Angulo de inclinación: - 90 a + 90°.

No obstante que el método fue desarrollado dentro de rangos limitados, en trabajos posteriores se ha comprobado que permite predecir con bastante exactitud las caídas de presión, en tuberías verticales con flujo simultáneo de aceite, gas y agua.

Los mismos autores integraron un banco de datos con información de más de 700 pozos, mismo con el que evaluaron los resultados que se obtienen calculando las caídas de presión con diversos métodos, incluido el de ellos.

A pesar de que un método se ajusto mejor a los datos considerados, no es posible seleccionar un método para aplicarlo en la generalidad de los casos. Ante esta situación los datos de agruparon por rangos de: diámetro de tubería, densidad API, relación gas-líquido, relación agua-aceite, velocidad superficial y se establecieron comparaciones entre los resultados calculados y los medidos; pero tampoco fue factible determinar cual método es el más adecuado para ciertas propiedades.

La ecuación general establecida es:

$$-\frac{dp}{dz} = \frac{1}{144}\left[\frac{\frac{g}{g_c}\ \text{sen}\ \theta\ \bar{\rho}_m + \frac{f_{tp}\ \bar{\rho}_{ns}\ v_m^2}{5.362\ d}}{1 - \frac{v_m\ v_{sg}\ \bar{\rho}_m}{g_c\ \bar{p}}}\right] \tag{7.10}$$

Cuando $H_L \rightarrow 1$, se reduce a la ecuación para la fase líquida.

Cuando $H_L \rightarrow 0$, se reduce a la ecuación para la fase gaseosa.

Cuando $\theta = 0$, se reduce a la ecuación para flujo horizontal. (Ec. 6.33)

Cuando $\theta = \pm 90°$, se reduce a la ecuación para flujo vertical. Para este caso la ecuación anterior es:

$$\frac{dp}{dh} = \frac{1}{144} \left[\frac{\frac{g}{g_c} \bar{\rho}_m + \frac{f_{tp} \bar{\rho}_{ns} v_m^2}{5.362\ d}}{1 - \frac{v_m v_{sg} \bar{\rho}_m}{g_c \bar{p}}} \right] \tag{7.11}$$

En esta ecuación se identifican los gradientes por densidad y por fricción, así como el término de aceleración, o sea:

$$\frac{dp}{dh} = \frac{\left(\frac{dp}{dh}\right)_e + \left(\frac{dp}{dh}\right)_f}{1 - E_k} \tag{7.12}$$

7.4.2. Procedimiento de cálculo.

Después de los tres primeros pasos, se contínua con:

4.- Calcular v_{sg}, v_{SL}, v_m y λ, con las Ecs. (5.3), (5.4), (5.5) y (5.6)

5.- Obtener el colgamiento, H_L, con la Ec. (5.1)

6.- Calcular $\bar{\rho}_m$ con la Ec. (5.9) y ρ_{ns} con la Ec. (5.18)

7.- Determinar μ_{ns} con la Ec. (6.37) y N_{Re} con la (6.36)

8.- Calcular f con la Ec. (6.35), y f_{tp} con las Ecs. (6.38), (6.39) y (6.40).

9.- Obtener el término de aceleración E_k

10.- Calcular el gradiente de presión total con la Ec. (7.11) y el valor de Δh.

11.- Repetir el procedimiento hasta completar la profundidad total del pozo.

Ejemplo.- Calcule el gradiente de presión para las mismas condiciones de flujo del ejemplo anterior. Considere despreciable el efecto por aceleración. El valor de μ_{om} a $\bar{T}$ es de 10 cp.

3. Del ejemplo anterior y de otras correlaciones, se tiene:

$B_o = 1.1002$ $\qquad$ $Z = 0.903$

$R_s = 212.19$ $\qquad$ $B_g = 0.01628$

$\mu_L = 3.075$ $\qquad$ $\sigma = 13.21$

$\mu_g = 0.06848$ $\qquad$ $\rho_o = 49.916$

$\rho_g = 3.0495$

4. $v_{sg} = 7.4509$ $\qquad$ $v_{sL} = 3.1063$

$v_m = 10.5572$ $\qquad$ $\lambda = 0.2942$

5. Obtención de H_L. (Ec. (5.1))

$N_L = 0.026256$

$N_{Lv} = 8.3933$

$N_{gv} = 20.132$

Sustituyendo:

$$H_L = \exp\left[\left(-0.38011 + 0.12988 - 0.11979 + (2.34323)(0.026256)^2 \right) \frac{20.132^{0.47569}}{8.3933^{0.28866}} \right] = 0.43539$$

6.
$$\rho_m = (49.916)(0.43539) + (3.0495)\ (0.5646) = 23.455$$

$$\rho_{ns} = 16.825$$

7. Sustituyendo datos en las Ecs. (6.37) y (6.36)

$$\mu_{ns} = \mu_L \lambda + \mu_g (1 - \lambda)$$

$$\mu_{ns} = (3.075)(0.2942) + (0.06848)\ (0.7058) = 0.9530$$

$$N_{Re} = \frac{124\ d\ v_m\ \rho_{ns}}{\mu_{ns}} = \frac{(124)\ (1.995)\ (10.557)\ (16.825)}{(0.9530)}$$

$$N_{Re} = 46\ 107$$

8. De la Ec. (6.35), se obtiene:

$$f_n = 0.021293$$

El valor de y, según la Ec. (6.40) es:

$$y = \frac{\lambda}{H_L^2} = \frac{0.2942}{(0.43539)^2} = 1.55198$$

De la Ec. (6.39) se obtiene:

$$S = 0.37298$$

De la Ec. (6.38):

$$f_{tp} = 0.021293\ e^{0.37298} = 0.030919$$

10. Sustituyendo valores en la Ec. (7.11

$$\frac{dp}{dh} = \frac{1}{144}\left(23.455 + \frac{(0.030919)\ (16.825)\ (10.5572)^2}{(5.362)\ (1.995)} \right)$$

$$\frac{dp}{dh} = 0.20052\ \ lb/pg^2/pie$$

7.6.- FLUJO EN CONDUCTOS ANULARES.

Los métodos descritos anteriormente pueden aplicarse al flujo multifásico por el espacio anular. Para esto basta sustituir el diámetro de la tubería por el diámetro hidráulico (d_h) y considerar el área anular (A_p) en lugar de la de la tubería, o sea:

$$d_h = \frac{4\ \text{área de la sección de tubería}}{\text{perímetro mojado}}$$

$$Ap = \frac{\pi\ (d_{ci}^2 - d_{te}^2)}{4}$$

Para un conducto anular:

$$d_h = \frac{\frac{4\ \pi}{4}\ (d_{ci}^2 - d_{te}^2)}{\pi\ (d_{ci} + d_{te})} = d_{ci} - d_{te}$$

Para flujo por el espacio anular se ha considerado que el concepto de diámetro hidráulico es válido cuando $d_{te}/d_{ci} < 0.3$

Cornish[12] obtuvo resultados muy satisfactorios, al aplicar el método de Poettmann - Baxendel, usando como rugosidad absoluta el término siguiente:

$$\epsilon = \epsilon_{ci} \left[\frac{d_{ci}}{d_{ci} + d_{te}} \right] + \epsilon_{te} \left[\frac{d_{te}}{d_{ci} + d_{te}} \right]$$

Donde:

ϵ_{ci}.- rugosidad de la superficie interior de la T.R., pg. ($\epsilon_{ci} = 0.0018$)

ϵ_{te}.- rugosidad de la superficie exterior de la T.P., pg. ($\epsilon_{te} = 0.006$)

7.7 SELECCION Y AJUSTE DEL METODO DE CALCULO

Es evidente que para calcular las caídas de presión por las tuberías, se seleccionará el método que permita reproducir, con mayor aproximación, los valores medidos en el campo, de dichas caídas de presión. Sin embargo generalmente es necesario realizar algunos ajustes para lograr mayor precisión en los resultados. Los valores de las propiedades de los fluidos deben corregirse, según se indicó en el capítulo 1. Si se observa una desviación sistemática en cierto sentido, entre los valores calculados y los medidos, entonces el ajuste es sencillo. Bastará en este caso incluir un factor de eficiencia o modificar el valor de la rugosidad de la tubería, hasta lograr la mejor aproximación.

7.8 FLUJO EN BACHES

En las tuberías verticales submarinas ("risers"), que descargan en las plataformas de producción, frecuentemente el flujo se presenta en forma de baches. La presencia de éstos ocasiona que los separadores de gas y aceite y las bombas operen de manera ineficiente. Este tipo de flujo puede eliminarse reduciendo el diámetro del "riser"; sin embargo se origina una contrapresión que provoca la disminución en la capacidad de producción del sistema.

Schmith[13] investigó la influencia del flujo, tanto en la tubería horizontal de llegada como en el "riser", en la formación de los baches. Observó que el flujo de baches en los "risers" ocurría cuando en la tubería horizontal de llegada el flujo era estratificado o en baches.

Respecto a los patrones de flujo, determinó que la correlación de Beggs y Brill es aceptable para las tuberías horizontales. Los mapas propuestos por Duns y Ros[1] y Aziz[8], fueron los mejores para predecir el tipo de flujo en los "risers".

Para evitar los efectos indeseables del flujo en baches se ha sugerido el empleo de un "riser" múltiple, constituido por varias tuberías con un área equivalente a la de la tubería sola. También se ha propuesto reinyectar el gas obtenido del separador, para romper el bache y cambiar el patrón de flujo a tipo espuma.

R E F E R E N C I A S CAP. 7

1.- Duns H. y Ros N.C.J.: "Vertical Flow of Gas and Liquid Mixtures in Wells", Proc. 6th World Petroleum Congress, 1963.

2.- Ros N.C.J.: "Simultaneous Flow of Gas and Liquid as Encountred in Well Tubing" Journal of Petroleum Technology, Octubre 1961.

3.- Poettmann F.H. y Carpenter P.G.: "The Multiphase Flow of Gas, Oil and Water Through Vertical Flow Strings with Application to the Design of Gas Lift Installations", Drill. and Prod. Prac., API 1952.

4.- Fancher F.H. y Brown K.E.: "Prediction of Pressure Gradients for Multiphase Flow in Tubing", SPE Journal, marzo 1963.

5.- Baxendell P.B. y Thomas R.: "The Calculation of Pressure Gradients in High Rate Flowing Wells", Journal of Pet. Tech., octubre 1961.

6.- Hagedorn A.R. y Brown K.E.: Experimental Study of Pressure Gradients ocurring During Continuous Two-Phase Flow in Small Diameter Vertical Conduits", Journal of Pet. Tech. abril 1965.

7.- Orkiszewski, J.: "Predicting Two-Phase Pressure Drops in Vertical Pipes", Journal of Pet. Tech., junio de 1967.

8.- Aziz K., Govier G.W. y Fogarasi M.: "Pressure Drop in Well Producing Oil and Gas" Journal of Canadian Pet. Tech., julio-septiembre 1972.

9.- Beggs H.D. y Brill J.P., "An Experimental Study of Two-Phase Flow in Inclines Pipes", Journal of Pet. Tech., mayo 1973.

10.- Chierici, G.L., Ciucci, G.M. y Sclocchi, G.: "Two-Phase Flow in Oil Wells, Prediction of Pressure Drop" SPE 4316, Second Annual European Meeting, abril 2-3 1973.

11.- Gould T.L., Tek M.R. y Katz D.L.: "Two-Phase Flow Through Vertical, Inclined or Curved Pipe", Journal of Pet. Tech., agosto 1974.

12.- Cornish, R.E.: "The Vertical Multiphase Flow of Oil and Gas at High Rates". J.P.T. julio, 1976.

13.- Schmith, Z.: "Experimental Study of Gas - Liquid Flow in a Pipeline Riser Pipe System". M.S. Thesis, The University of Tulsa, 1976.

8.- FLUJO MULTIFASICO A TRAVES DE ESTRANGULADORES.

8.1.- Introducción.

Se anticipa que la predicción del comportamiento del flujo de mezclas - gas-líquido en orificios no es un problema que pueda considerarse resuelto. Existen numerosos estudios sobre este tema y se han encontrado varias correlaciones de relacionan el gasto a través del orificio, la presión y temperatura antes del orificio y el área de estrangulamiento, cuando el flujo es crítico. Algunas de las correlaciones obtenidas están basadas en trabajos experimentales y se ajustan razonablemente a los rangos probados; sin embargo se desconoce su precisión fuera de esos límites.

En el desarrollo de sus correlaciones los autores han supuesto diversas relaciones de presión crítica. Establecer un valor fijo para dicha relación implica una simplificación que indudablemente se reflejará en la exactitud de las prediciones que se obtengan al aplicar las correlaciones citadas. Por lo anterior es recomendable que al desarrollar una correlación se investiguen las fronteras del flujo crítico y además que las relaciones se cumplan para los casos extremos, o sea: flujo sólo de gas o sólo de líquido.

8.2.- Correlaciones de Gilbert, Ros, Baxendell, Achong.[1-3]

A partir de datos de producción, Gilbert desarrolló una expresión aplicable al flujo simultáneo gas-líquido a través de estranguladores. En su trabajo describe en forma detallada el papel del estrangulador en un pozo y analiza cual es el efecto sobre la producción de cambios bruscos en el diámetro del orificio.

Tomando como base la relación entre las presiones antes y después de un orificio para flujo sónico de una fase, Gilbert recomendó para tener flujo sónico, una relación de 0.588 o menor, entre la presión promedio en el sistema de recolección (después del estrangulador) y la presión en la boca del pozo (antes de estrangulador).

Utilizando datos adicionales Baxendell actualizó la ecuación de Gilbert, modificando los coeficientes.

Ros orientó su trabajo al flujo de mezclas con alta relación gas-aceite, en las que el gas fue la fase continua. En su desarrollo llegó a una expresión similar a Gilbert; pero con coeficientes diferentes. Aparentemente su expresión la comprobó con datos de campo.

Achong también revisó la ecuación de Gilbert y estableció una expresión que validó comparándola con más de 100 pruebas de campo.

La forma general de las ecuaciones desarrolladas por los investigadores citados es:

$$P_1 = \frac{A q_L \; R^B}{d_c^C} \qquad (8.1)$$

p_1.- Presión corriente arriba, (lb/pg^2)

q_L.- Producción de líquido, (bl/día)

R.- Relación gas libre líquido, $(pies^3/bl)$

d_c.- Diámetro del estrangulador, (64 avos de pg)

A,B,C.- Constantes que dependen de la correlación y que toman los valores siguientes:

Correlación	A	B	C
Gilbert	10.0	0.546	1.89
Ros	17.40	0.500	2.00
Baxendell	9.56	0.546	1.93
Achong	3.82	0.650	1.88

8.3.- Correlación de Poettmann y Beck (P y B)[4]

El modelo de P y B fue establecido a partir del trabajo presentado por Ros. La precisión de los resultados obtenidos se comprobó comparándolos con 108 datos medidos. El método fue establecido a partir de un análisis teórico del flujo simultáneo gas-líquido a velocidad sónica a través de orificios y una correlación para el comportamiento p V T de los fluidos. No se consideró producción de agua.

Para que exista flujo crítico se supuso que la presión corriente abajo debe ser al menos de 0.55 de la presión en la boca del pozo. Bajo estas condiciones el gasto en el estrangulador es sólo función de la presión corriente arriba y de la relación gas-aceite a condiciones de flujo.

La ecuación de P y B es:

$$q_o = \frac{1.549\ dc^2}{73.856\ \rho_o + \rho_g R} \sqrt{\frac{92\ 73.6\ P_1}{V_1(1 + 0.5\ m)}} \left[\frac{0.4513\ \sqrt{r + 0.766}}{r + 0.5663} \right] \quad (8.2)$$

Donde:

$$r = \frac{0.00504\ T_1\ Z_1\ (R - R_s)}{P_1\ \ B_o} \quad (8.3)$$

$$m = \frac{1}{1 + r\ (\rho_g / \rho_o)} \quad (8.4)$$

$$V_1 = \frac{m}{\rho_o} \quad (8.5)$$

Siendo:

r = Relación gas libre aceite a condiciones de flujo

V = Volumen específico del líquido (pies^3 de liq. / lb de mezcla)

m = Masa de líquido por unidad de masa de mezcla

8.4.- Ecuación de Ashford[5]

A partir de un balance de energía y considerando que el fluido se expande politropicamente al pasar por el estrangulador, Ashford derivó una ecuación que describe el flujo multifásico, bajo condiciones sónicas, a través de un orificio.

Para compensar la ecuación por las suposiciones incluidas en su desarrollo se introdujo en ella un coeficiente de descarga. Sin embargo al evaluarla, comparando sus resultados con datos medidos en 14 pozos, se encontró que el coeficiente de descarga resultaba muy cercano a la unidad.

En su derivación Ashford supuso una relación de calores específicos k = 1.04 y una relación de presiones, para obtener flujo sónico en el orificio, de 0.544.

La ecuación propuesta por Ashford es:

$$q_o = \frac{1.53\, d_c^2\, p_1 \left[\left[(T_1 + 460)\, z_1\, (R - R_s) + 151\, p_1 \right] (\gamma_{ro} + 0.000217\, \gamma_g R_s + WOR\, \gamma_w) \right]^{0.5}}{(B_o + WOR)^{0.5} \left[(T_1 + 460)\, z_1\, (R - R_s) + 111\, p_1 \right] (\gamma_{ro} + 0.000217\, \gamma_g R_s + WOR\, \gamma_w)} \qquad (8.6)$$

Donde:

d_c = Diámetro del estrangulador (64 avos de pg)

8.5.- Modelo de Ashford y Pierce.[6]

Ashford y Pierce establecieron una ecuación aplicable a la región de flujo subcrítico. La validez del modelo se verificó con pruebas de campo diseñadas específicamente. De estas pruebas se obtuvieron valores del coeficiente de descarga en función del diámetro del orificio. Dichos resultados son:

Diámetro del orificio (pg)	Coeficiente de descarga.
14/64	1.1510
16/64	1.0564
20/64	0.9760

La ecuación obtenida por los autores es:

$$q_o = 8071.5\ C\ d_c^{\,2}\ \alpha\ \beta \qquad (8.7)$$

$$\alpha = (B_o + WOR)^{-1/2} \qquad (8.8)$$

$$\beta = \frac{\left[\dfrac{0.00504\left(\dfrac{k}{k-1}\right)(T_1 + 460)Z_1\ (R - R_s)\left(1 - X^{\frac{k-1}{k}}\right) + P_1\ (1 - X)}{\left[\dfrac{(62.4\ \gamma_{ro} + 0.01353\ \gamma_g\ R + 67\ WOR)^2}{(62.4\ \gamma_{ro} + 0.01353\ \gamma_g\ R_s + 67\ WOR)}\right]}\right]^{0.5}}{1 + 0.00504\ \dfrac{(T_1 + 460)Z_1}{P_1}\ (R - R_s)\ X^{-1/k}} \qquad (8.9)$$

Donde:

$$k = C_p / C_v$$

$$X = P_2 / P_1$$

8.6.- Correlación de Omaña R.[7]

Omaña desarrolló una correlación (para flujo crítico) entre el gasto, la presión corriente arriba del estrangulador, la relación gas líquido, la densidad de los líquidos y el tamaño del orificio. Dicha correlación se obtuvo a partir de datos experimentales. En vista de que estos datos estuvieron dentro de rangos muy limitados, su aplicación sólo se recomienda para orificios hasta de 14/64 de pg. y gastos máximos de 800 bl/día.

Las condiciones de flujo crítico se fijaron para una relación de presiones igual o menor de 0.546 y una relación gas-líquido mayor de 1.0.

La ecuación establecida, mediante un análisis de regresión multiple, es:

$$q_L = \frac{N_q}{1.84\ (\rho_L/\sigma)^{1.25}} \qquad (8.10)$$

Donde:

$$N_q = 0.263\ N^{-3.49}\ (N_p)^{3.19}\ (Q)^{0.657}\ (N_d)^{1.8} \qquad (8.11)$$

$$N = \rho_g / \rho_L \qquad (8.12)$$

$$N_p = \frac{0.0174 \, P_1}{(\rho_L \, \sigma)^{0.5}} \tag{8.13}$$

$$Q = \frac{1}{1 + \dfrac{(R - R_s)\, B_g}{5.615 \, B_o}} \tag{8.14}$$

$$N_d = 120.872 \; d_c \; (\rho_L \, / \, \sigma \,)^{0.5} \tag{8.15}$$

La secuencia de cálculo para aplicar la correlación de Omaña puede sintetizarse en los pasos siguientes:

1.- Calcular ρ_g, ρ_L y σ a la presión y temperatura existentes antes del estrangulador.

2.- Evaluar N , N_p, Q y N_d, a las condiciones prevalecientes corriente arriba del estrangulador.

3.- Obtener N_q con la Ec. (8.11) y q_L con la (8.10)

Antes de usar la ecuación (8.10) es conveniente comprobar su validez y ajustarla para las condiciones de flujo observadas en un campo. El ajuste se efectúa introduciendo una constante o coeficiente de descarga del orificio (C), definido por:

C = gasto medido /gasto calculado.

REFERENCIAS. CAP. 8

1.- Gilbert, W.E.: "Flowing and Gas Lift Well Performance". Drill. and Prod. Pract. 1954.

2.- Ros, N.C.: "An Analysis of Critical Simultaneous Gas/Liquid Flow Through a Restriction and its Application to Flowmetering". Appl. Sciences Res., Sec. A. 1960.

3.- Beggs, H.D. y Brill, J.P.: "Two-Phase Flow in Pipes". Tulsa University, 1975.

4.- Poettmann, F.H. y Beck, R.L.: "New Charts Developed to Predict Gas Liquid Flow Through Chokes". World Oil, marzo 1963.

5.- Ashford, F.E.: "An Evaluation of Critical Multiphase Flow Performance Through Wellhead Chokes". J.P.T. Ago. 1974.

6.- Ashford, F.E. y Pierce, P.E.: "The Determination of Multiphase Pressure Drops and Flow Capacities in Down-Hole Safety Valves". SPE 5161. AIME 49 th Fall Meeting. Oct. 1974.

7.- Omaña R.: "Multiphase Flow Through Chokes". SPE 2682. 44th Fall Meeting. Sep-Oct. 1969.

9.- COMPORTAMIENTO DE POZOS FLUYENTES

9.1.- Introducción.

Para analizar el comportamiento de un pozo fluyente es necesario considerar, en forma integral, el sistema de flujo constituido por los siguientes elementos: a) El yacimiento; b) La tubería de producción; c) el estrangulador; d) La línea de descarga. (Fig. 9.1)

El análisis del sistema de producción se puede efectuar calculando las caídas de presión que ocurren en los elementos del sistema, a fin de determinar la distribución de presiones en los nodos. (Fig. 9.2)

El análisis nodal permite determinar la capacidad de producción de un pozo; y el efecto del cambio de la T.P., de la línea de descarga, o del estrangulador, sobre el gasto.

La distribución de presiones en el sistema depende del ritmo de producción; exceptuando la presión estática del pozo (p_{ws}) y la presión de separación (p_s).

9.2.- Predicción del comportamiento de un pozo fluyente.

El método que se verá mas adelante permite obtener las curvas de comportamiento del sistema constituido por el yacimiento, la tubería vertical, la tubería horizontal y el estrangulador. Estas curvas (Fig. 9.3) representan la variación de la presión en los nodos y la caída de presión en los elementos del sistema, con el gasto.

Se observa en esta figura que el gasto máximo que puede obtenerse corresponde al del flujo sin estrangulador (punto B). Se aprecia también que al estrangular el pozo el gasto disminuye; sin embargo la presión en la boca decrece (en vez de continuar aumentando) a partir del punto A, en el que se obtiene el gasto óptimo. También se nota el incremento considerable en la caída de presión por la T.P., provocado, como se indicó, por el colgamiento del líquido.

Para calcular el comportamiento descrito de un pozo, se procede en forma similar a la indicada para pozos productores de gas. Los pasos son:

a) Suponer un gasto de aceite.

b) Con la presión estática y el gasto supuesto, obtener la presión de fondo fluyendo. Para hacer esta determinación es necesario usar una ecuación que represente el comportamiento del flujo en el yacimiento. Esta ecuación puede ser la del índice de productividad, la de Darcy, la de Vogel,[1] u otra.[2] Por ejemplo, se pueden usar las ecuaciones siguientes:

$$q_L = q_o + q_w \qquad (9.1)$$

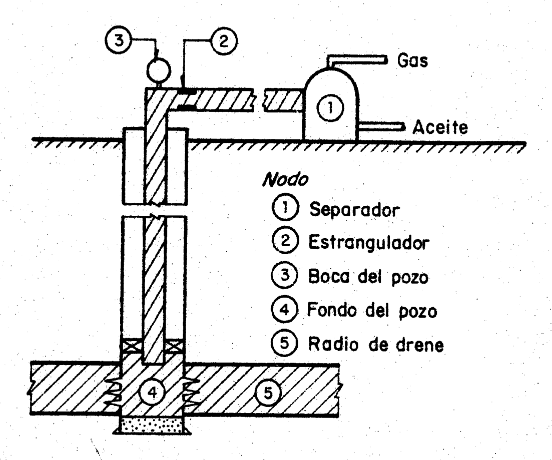


Fig 9.1 Sistema de flujo simplificado

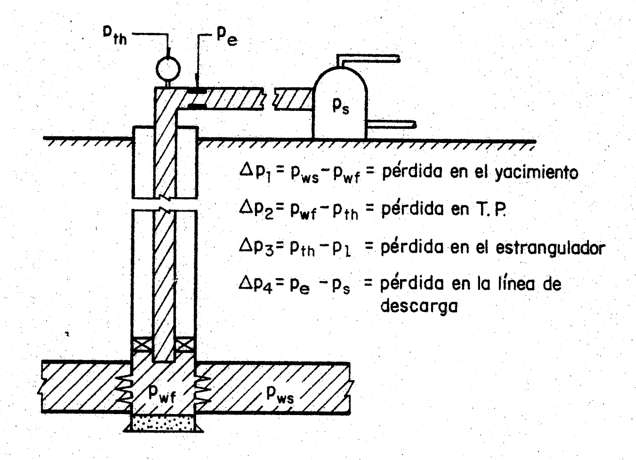


Fig 9.2 Pérdidas de presión en los elementos del sistema de flujo

$$q_L = J\,(p_{ws} - p_{wf})\,(1 + WOR) \qquad (9.2)$$

El índice de productividad a cualquier presión puede obtenerse en función del índice de productividad inicial ($p_i \geq p_b$) con la siguiente ecuación:

$$J = J_i \frac{K_{ro}\ \mu_{oi}\ B_{oi}}{K_{roi}\ \mu_o\ B_o} \qquad (9.3)$$

Sustituyendo (9.3) en (9.2) y despejando p_{wf}:

$$p_{wf} = p_{ws} - \frac{q_L}{J_i \dfrac{K_{ro}\ \mu_{oi}\ B_{oi}}{K_{roi}\ \mu_o\ B_o}(1 + WOR)} \qquad (9.4)$$

Es evidente que para resolver la Ec. (9.4) se requiere de la predicción del comportamiento del yacimiento, ya que los valores de K_{ro} y de WOR - son función de la saturación de aceite y de la saturación de agua.

c) A partir de la presión de fondo fluyendo obtenida se calcula, para el gasto supuesto, la presión en la boca del pozo. Este cálculo se realiza aplicando el método seleccionado para determinar las pérdidas de presión en la T.P. El valor de la presión obtenido (p_{th}) corresponde al flujo corriente arriba del estrangulador. Para efectuar este cálculo, es necesario estimar previamente la relación gas producido-aceite.

d) A continuación la secuencia de cálculo se reanuda a partir de la presión de separación, para obtener la presión en la boca del pozo corriente abajo del estrangulador (p_e), necesaria para transportar el gasto supuesto a través de la línea de descarga.

e) Repetir el procedimiento suponiendo diferentes gastos.

f) Graficar los valores de las presiones obtenidas (p_{wf}, p_{th}, p_e) contra los gastos, como se indica en la Fig. 9.3.

En dicha figura se observa que cuando $p_{th} = p_e$ se tiene el gasto máximo, correspondiente al flujo sin estrangulador. Los gastos inferiores se pueden obtener usando estranguladores en el cabezal del pozo. El tamaño del estrangulador se puede calcular mediante las ecuaciones presentadas en el capítulo anterior.

En la Fig. 9.3 se aprecia también que al ir reduciendo el diámetro de los estranguladores, disminuye el gasto y aumenta la presión en la boca del pozo (p_{th}), hasta alcanzar un valor máximo, indicado por el punto $\emptyset_3$. Estrangulamientos adicionales provocarán una reducción en la presión en la boca, al aumentar las pérdidas de presión por la tubería de producción.

Es evidente que la elaboración de figuras como la anterior permite anticipar el efecto del cambio de un estrangulador sobre el gasto y la presión en la superficie. El manejo inapropiado de los estranguladores pue

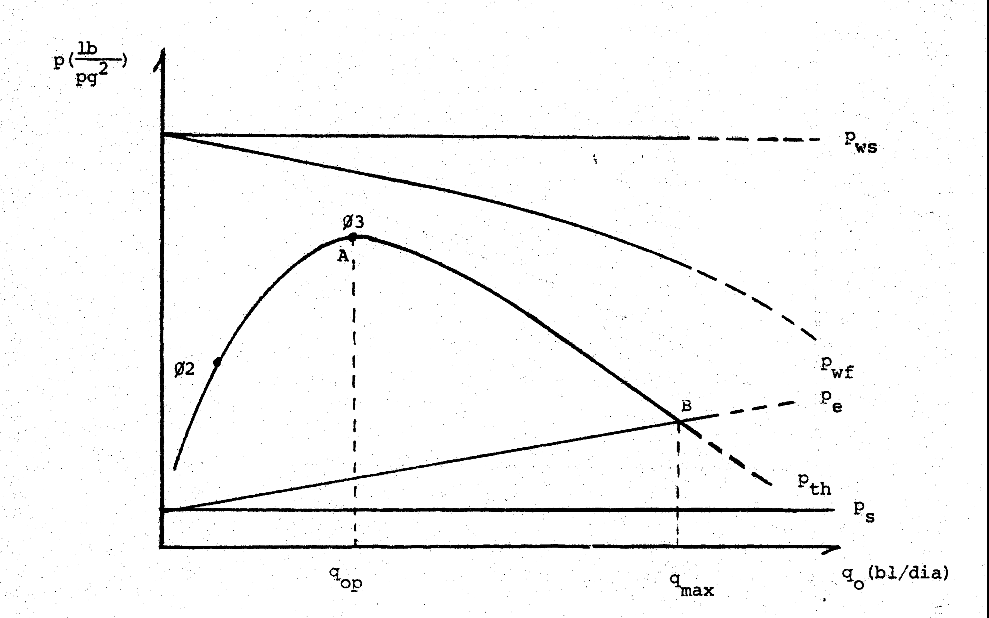


FIG. 9.3.- DISTRIBUCION DE PRESIONES EN UN SISTEMA DE FLUJO.

de ocasionar la "muerte del pozo". Por ejemplo, un estrangulamiento adicional al obtenido con el orificio correspondiente a $\emptyset_3$ (cambio de $\emptyset_3$ a $\emptyset_2$), originaría un incremento en el colgamiento del líquido y éste, el aumento en la carga hidrostática, lo que provocaría una reducción adicional en la velocidad del flujo. El resultado de esta secuencia, como ya se indicó, es la precipitación del flujo en un estado inestable (cabeceo) que generalmente conduce a la suspensión de dicho flujo.

Al repetir el procedimiento de cálculo expuesto, considerando valores decrecientes de la presión estática del pozo, se obtienen las relaciones existentes entre estas presiones y los gastos máximos correspondientes. (Fig. 9.4)

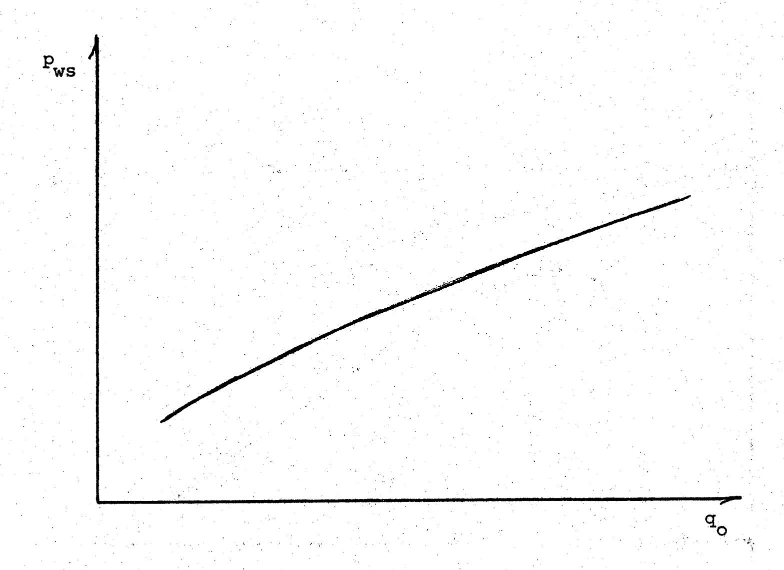


Fig. 9.4.- GASTO MAXIMO OBTENIBLE EN FUNCION DE LA PRESION ESTATICA DEL POZO.

9.3.- Terminación del flujo natural.

Una aplicación adicional de los procedimientos de cálculo sobre flujo - multifásico vertical, es la determinación de la presión estática a la cual el pozo dejará de fluir.(3) El procedimiento consiste en graficar los valores de la p_{wf} obtenidos a partir del comportamiento del flujo en el yacimiento y del flujo por la T.P. (Fig. 9.5) El comportamiento de afluencia que se muestra corresponde a las presiones estáticas de 1200 y 1300 lb/pg^2. El pozo tiene una T.P. de 3 1/2 pg. Con una presión en la boca de 100 lb/pg^2, el pozo no fluirá a una presión estática menor de 1250 lb/pg^2. A una p_{ws} 1150 lb/pg^2 el pozo estará muerto. Se advierte que el gasto es de 100 bl_o/dia cuando el pozo deja de producir. Esta situación puede presentarse de un día para otro. En la misma figura se observa que con una T.P. de menor diámetro (1.9 pg) el flujo natural continuaría por mayor tiempo, hasta que la presión estática se abatiera a 900 lb/pg^2.

9.4.- Diseño de tuberías de producción y líneas de descarga.(4)

El procedimiento enunciado anteriormente, permite analizar el efecto del cambio de las tuberías de producción y de descarga sobre el gasto. La - selección de las tuberías debe basarse en un análisis económico, en el que se comparen los incrementos en la producción, al instalar tuberías de mayor o diferente diámetro, con la inversión adicional que es necesario realizar.

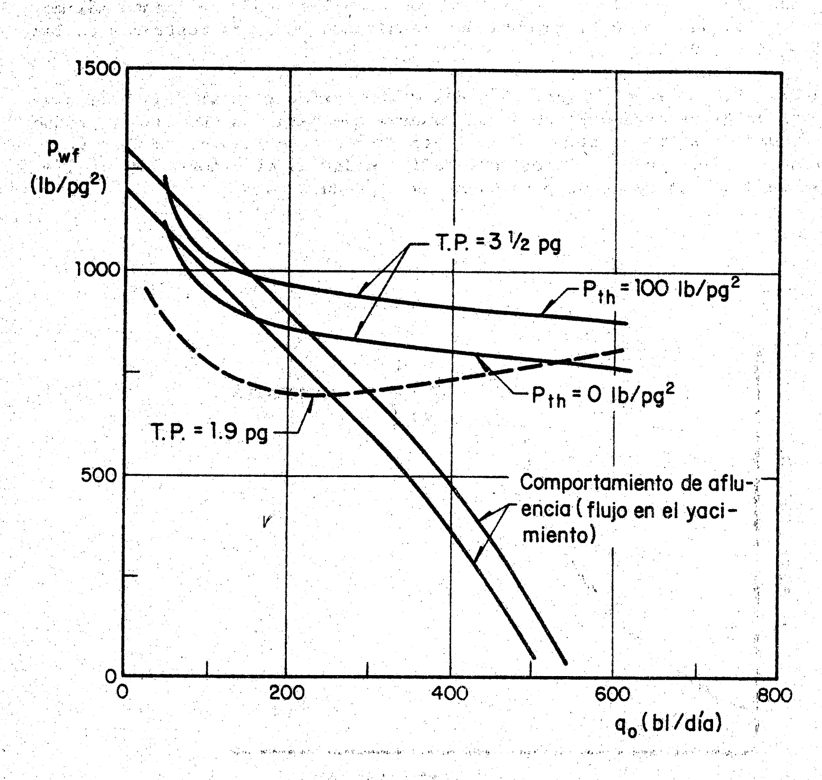


Fig 9.5 Determinación de la presión estática a la que el pozo deja de fluir (3)

De este modo pueden determinarse, para cada etapa de la vida fluyente de un pozo, cuales son las tuberías necesarias para su explotación óptima.

Al análizar el efecto del cambio de las tuberías, sobre el gasto máximo obtenible, generalmente se obtienen resultados como los mostrados en las Figs. 9.6 y 9.7.

La Fig. 9.6 muestra la variación del gasto máximo al usar líneas de descarga de diferentes diámetros. Se observa que para una tubería de producción dada, existe un diámetro de línea de descarga para el cual se obtiene el máximo gasto. Incrementos adicionales en el diámetro de la línea de descarga ya no proporcionan mayor producción.

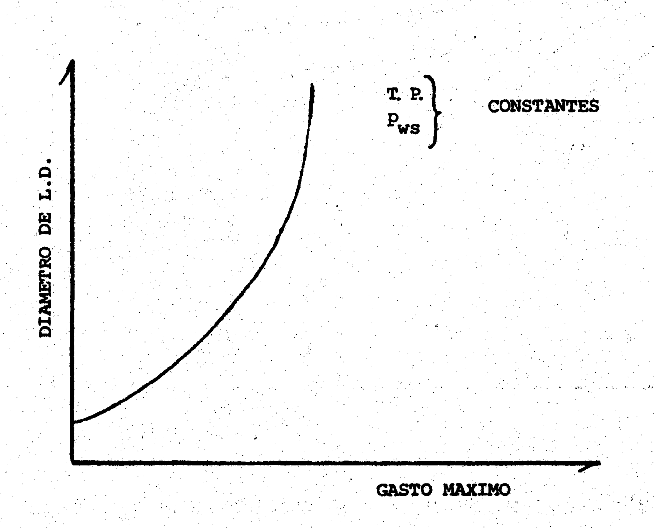


FIG. 9.6.- RELACION ENTRE EL GASTO MAXIMO Y EL DIAMETRO DE LA LINEA DE DESCARGA, PARA UNA T.P. Y UNA p_{ws} DADAS.

La Fig. 9.7, muestra la variación del gasto máximo al utilizar tuberías de producción de diferentes diámetros. Se aprecia que el gasto aumenta hasta alcanzar un valor máximo y posteriormente disminuye.

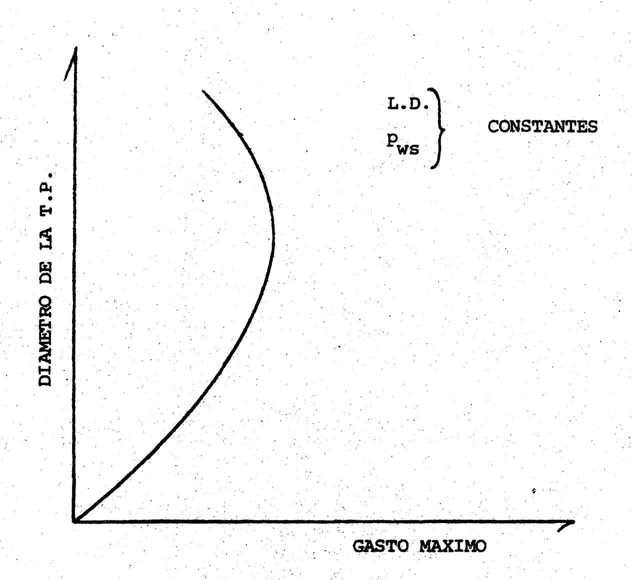


FIG. 9.7.- RELACION ENTRE EL GASTO MAXIMO Y LA T.P.

La combinación mas adecuada de tubería, se obtiene al analizar diferentes alternativas y determinar la que permita prolongar al máximo la etapa fluyente del pozo.

En relación a los procedimientos descritos para determinar la terminación del flujo natural y diseñar las tuberías de producción, es necesario indicar lo siguiente:

1.- Al aplicar cualquier método de flujo multifásico (como los indicados en las referencias 1 a 9 del capítulo anterior) se obtiene un

- gasto óptimo de aceite, a partir del cual la presión de fondo aumenta al disminuir el gasto.

2.- Todos los métodos indican que los gastos óptimos decrecen al disminuir el diámetro de la tubería de producción.

3.- Los valores de los gastos óptimos son diferentes para cada correlación.

4.- Sólo el método de Orkiszewski muestra que la presión de fondo correspondiente al gasto óptimo, decrece al disminuir el diámetro de la T.P. Los otros métodos indican la tendencia opuesta.

9.5.- Optimización de un sistema de producción.

Los procedimientos de cálculo descritos, aplicados al análisis de un sistema de producción dado, permiten identificar los elementos que limitan la capacidad de flujo del sistema. Las principales restricciones son:

a) Alta presión de separación en la primera etapa.
b) Válvulas y conexiones inapropiadas (muy chicas, a 90°, en exceso, etc.)
c) Tubería de producción inadecuada.
d) Línea de descarga demasiado larga o de diámetro pequeño.
e) Línea de descarga común a varios pozos.
f) Línea de descarga en terreno montañoso.
g) Daño a la formación en la vecindad del pozo*

En consecuencia el análisis nodal se realiza para determinar el efecto que, sobre el gasto, tendrían las modificaciones siguientes:

a) Disminuir la presión de separación.
b) Eliminar o cambiar válvulas o conexiones inapropiadas.
c) Colocar separadores a boca de pozo. En este caso se pueden analizar dos opciones:

1.- Separar a la presión necesaria para transportar el aceite hasta la central de recolección.

2.- Separar a baja presión (10-30 lb/pg2), y bombear el aceite (incrementando su presión) hasta la central de recolección.

*La identificación, prevención y remoción de este tipo de restricción al flujo se trata en otras asignaturas.

d) Cambiar la tubería de producción.
e) Cambiar la línea de descarga o instalar una línea adicional.
f) Instalar un sistema artificial de producción.

Es evidente la conveniencia de prever desde el principio las restricciones al flujo, para diseñar el sistema en forma apropiada. También es obvio que la selección de las modificaciones a un sistema y el orden de su aplicación debe basarse en un análisis económico, en el que se comparen los incrementos en la producción, al efectuar algún cambio, con la inversión adicional que es necesario realizar.

REFERENCIAS. CAP. 9

1.- Vogel, J. V. "Inflow Performance Relationship for Solution-Gas Drive Wells". J.P.T. 1968.

2.- Fetkovich, M. J. "Isocronal Testing of Oil Wells". SPE - 4529. 48 th Fall Meeting of IME, 1973.

3.- Nind, T.E.W.: "Principles of Oil Well Production". McGraw Hill, Inc. 1964.

4.- Acuña, A., y Garaicochea, F.: "Diseño de Tuberías de Producción y Líneas de Descarga". Revista del IMP. Julio 1975.

10.- CALCULO DE LA DISTRIBUCION DE LA TEMPERATURA EN TUBERIAS.

10.1.- Introducción.

En este capítulo se presenta un conjunto de ecuaciones, para calcular el perfil de la temperatura en una tubería que transporta agua, aceite, gas o una mezcla de dichos fluidos.

La temperatura es un parámetro importante, ya que las propiedades de los fluídos dependen de ella y, por consiguiente, las pérdidas de presión en las tuberías. Generalmente la variación de la temperatura en las tuberías se supone; sin embargo en muchos casos es conveniente calcularla, a fin de asegurar resultados mas precisos. Algunos ejemplos son: a) Diseño de oleoductos que transportan aceite viscoso; b) Diseño de tuberías submarinas; c) Cálculo de caídas de presión en pozos productores de aceite volátil o de gas y condensado; d) Cálculo del cambio en la longitud de una tubería de producción y en sus esfuerzos, al realizar un tratamiento de estimulación, o al producir el pozo con gastos altos.

10.2. Perfil de temperatura estable en una tubería con flujo horizontal monofásico.

Sea un tubo de longitud L, del que se considera una sección dx, en la que ocurre un cambio de temperatura dT. (Fig. 10.1)

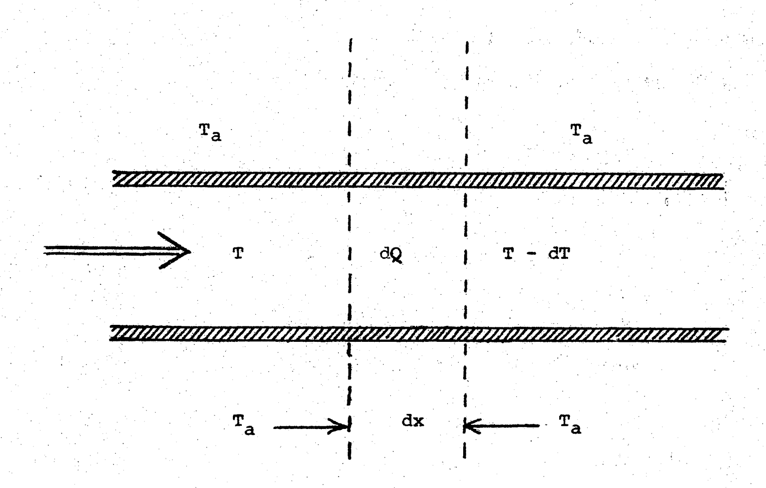


FIG. 10.1.- ILUSTRACION DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR DE UN FLUIDO.

Al llegar el fluído al punto x, tiene una cantidad de calor Q; pero al - pasar a la posición x + dx, pierde cierta cantidad de calor dQ, a través de las paredes del tubo. Esta puede ser expresada de la manera siguiente:

$$dQ = \frac{\pi \ d \ U \ dx \ (T - Ta)}{12} \qquad (10.1)$$

En donde:

Q.- Flujo de calor, Btu / dia

d.- Diámetro de la tubería, pg

U.- Coeficiente de transmisión a calor, Btu/dia-pie^2 °F

T.- Temperatura del fluido, °F

T_a.- Temperatura del medio ambiente que rodea a la tubería, °F

x.- Longitud, pies

También puede expresarse dQ de la manera siguiente:

$$dQ = - W_f \ C_f \ dT \qquad (10.2)$$

Que es la pérdida de calor del fluido al pasar de (x) a (x + dx); donde:

W.- Gasto másico, lbm/dia

C_f.- Calor específico del fluído, Btu/lb-°F

Igualando la Ec. (10.2) con la (10.1)

$$- W_f C_f \ dT = \pi \ d \ U \ dx \ (T - Ta)/12$$

Agrupando:

$$\frac{dT}{T - T_a} = - a \ dx \qquad (10.3)$$

Donde:

$$a = \pi \ d \ U \ / \ 12 \ W_f \ C_f \qquad (10.4)$$

$$a = 0.2618 \ d \ U \ / \ W_f \ C_f \qquad (10.5)$$

Integrando:

$$\ln \frac{T_x - T_a}{T_1 - T_a} = - ax \qquad (10.6)$$

Despejando Tx, queda:

$$Tx = Ta + (T_1 - Ta) \exp(-ax) \tag{10.7}$$

Esta ecuación permite calcular la temperatura estable en un oleoducto. El problema para aplicarla es la determinación del valor del coeficiente de transmisión de calor. Para oleoductos enterrados se ha encontrado experimentalmente que el valor de U varía entre 4.8 y 14. El valor de C_f para el aceite varía entre 0.35 y 0.60.

Para calcular la distribución de la temperatura en un gasoducto, hay que considerar el efecto del cambio en la temperatura, resultante por la expansión de el gas, al abatirse su presión a lo largo de la tubería. Este efecto se conoce como efecto Joule - Thompson.

La ecuación para un gasoducto es:[1]

$$T_x = \left[T_1 - (T_a + (\eta/a)\ (dp/dx)\ )\right] \exp(-ax)$$

$$+ (\ T_a + (\ \eta/a)\ (dp/dx)\ ) \tag{10.8}$$

Donde:

η.- Coeficiente de Joule - Thompson, definido por: (dT / dp). Su valor puede obtenerse de la Fig. 10.2, derivada de la referencia 12.

dp/dx.- Gradiente de presión, $lb/pg^2/pie$

Para resolver la Ec. (10.8) es necesario previamente calcular el valor de dp/dx, según se vió en el capítulo 4.

Ejemplo.- Se desea calcular la temperatura del gas, en un gasoducto enterrado, del que se tiene la siguiente información:

x = 30 millas = 158310 pies

d = 12 pg

C_{fg} = 0.8 Btu/lb - °F

q = 45×10^6 $pies^3$ a c.s./dia

γ_g = 0.698

T_1 = 150°F (Temperatura inicial, a x = 0)

T_a = 70°F

U = 9.6 Btu/dia pie^2 °F

dp/dx = $- 8.5276 \times 10^{-4}$ $lb/pg^2/pie$.

η = 0.1 $°F/lb/pg^2$

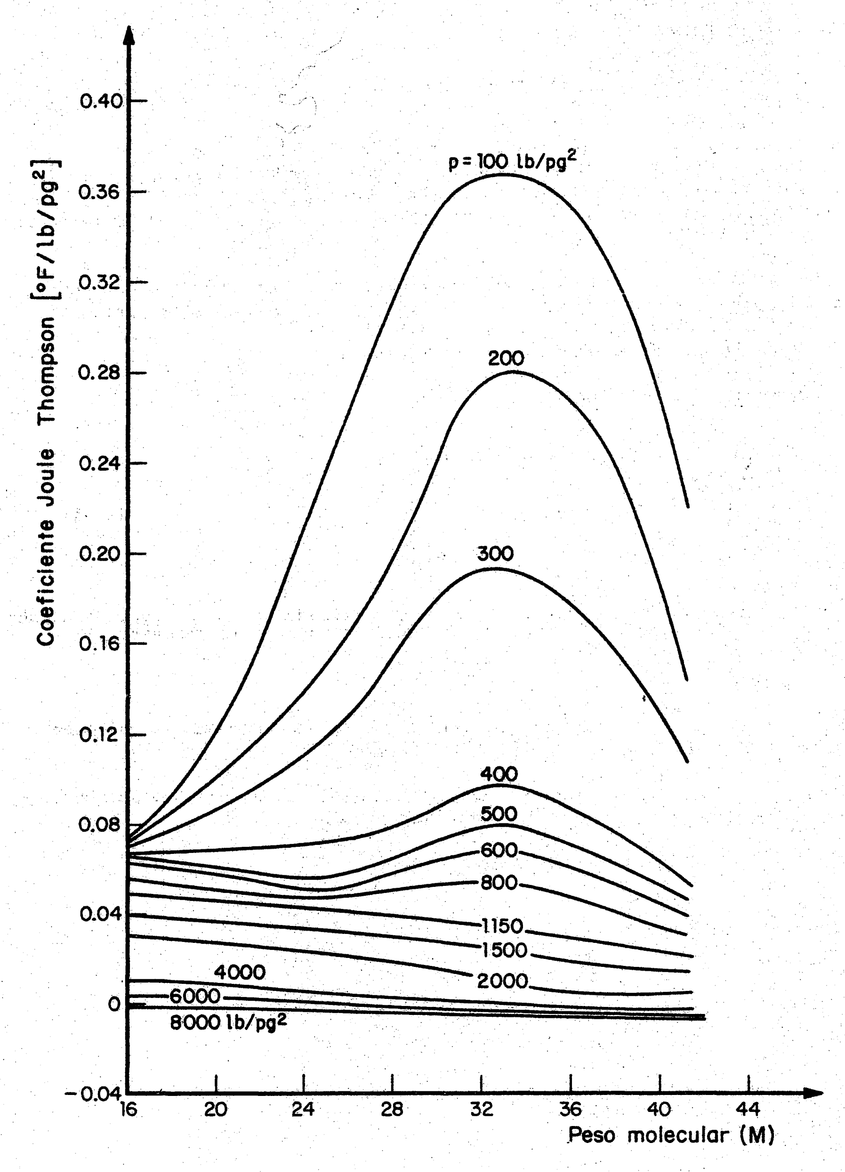


Fig 10.2 Valores de η para gases de diferente peso molecular, a presiones variables

Solución.-

a) Cálculo de W.-

$$W\left(\frac{lb}{dia}\right) = q_g\left(\frac{pies_g^3 \text{ a c.s.}}{dia}\right)\ \gamma_g\ \frac{(lb/pie^3)_g}{(lb/pie^3)_a}\ 0.0764\ (lb/pie^3)_a$$

$$W = 0.0764\ q_g\ \gamma_g$$

$$W = (0.0764)\ (45 \times 10^6)\ (0.698)$$

$$W = 2.4 \times 10^6\ lb_m/dia$$

b) Cálculo de a; según la Ec. (10.5):

$$a = (0.2618)(12)(9.6)\ /\ (2.4 \times 10^6)\ (0.8)$$

$$a = 1.5708 \times 10^{-5}$$

c) Otros factores de la Ec (10.8) son:

$$\exp(-ax) = \exp((-1.5708 \times 10^{-5})\ (158310)) = 0.08318$$

$$(\eta/a)\ (dp/dx) = (0.1/1.5708 \times 10^{-5})\ (-8.5276 \times 10^{-4}) = -5.4288$$

d) Sustituyendo en la Ec. (10.8):

$$T_x = (150 - (70 - 5.4288))\ 0.08318 + (70 - 5.4288))$$

$$T_x = 71.68°F$$

La solución rigurosa de la Ec. (10.8) comprende la determinación previa de η, de acuerdo con: (8)

$$\eta = \left(\frac{\delta T}{\delta p}\right)_H = -\frac{\left(\frac{\delta H}{\delta p}\right)_T}{\left(\frac{\delta H}{\delta T}\right)_p} \qquad (10.9)$$

Donde H es la entalpia específica, cuyos valores se calculan mediante la aplicación de una ecuación de estado, a diferentes presiones y temperaturas. Las derivadas de la entalpia con la presión y con la temperatura se obtienen del cálculo anterior. Como H y en consecuencia η dependen de la composición del fluido, la presión y la temperatura, para resolver la Ec. (10.8) es necesario utilizar un proceso iterativo, ya que dp/dx depende también de la temperatura. El proceso iterativo consiste en:

a).- A partir de un punto de presión y temperatura conocidos (p_1, T_1), considerar un incremento de longitud Δx y suponer una caída de presión y una caída de temperatura.

b).- Determinar la presión media y la temperatura media del tramo de tubería considerado, y calcular las propiedades del fluido a: p_1, T_1; p_2, T_2 y $\bar{p}$, $\bar{T}$.

c).- Calcular p_2 con la Ec. (4.16) y dp/dx

d).- Obtener η con la Ec. (10.9) y T_2 con la (10.8)

e).- Repetir el procedimiento hasta que los valores de p_2 y T_2 coincidan con los supuestos.

10.3.- Perfil de temperaturas en flujo horizontal multifásico.

La siguiente ecuación puede emplearse para calcular la temperatura cuando se tiene flujo multifásico: (2)

$$T_x = T_a + (T_1 - T_a) \exp(-ax)$$

$$a = 0.2618 Ud/(W_g C_{fg} + W_o C_{fo} + W_w C_{fw}) \qquad (10.10)$$

En esta ecuación C_{fg}, C_{fo} y C_{fw}, son los calores específicos del gas, del aceite y del agua. Los gastos másicos pueden obtenerse con:

$$W_g = \rho_g \, q_o \, (R - R_s) \, B_g \qquad (10.11)$$

$$W_o = 5.615 \, \rho_o \, q_o \, B_o \qquad (10.12)$$

$$W_w = 5.615 \, \rho_w \, q_w \, B_w \qquad (10.13)$$

La dificultad obvia en resolver estas ecuaciones ha conducido al uso de valores de W_g, W_o y W_w a condiciones superficiales, asi como al empleo de valores típicos de $C_{fg} = 0.8$, $C_{fo} = 0.4$ y de $C_{fw} = 1.0$ Btu /lb_m °F

El valor de C_{fg} puede obtenerse de la Fig. 10.3

10.4.- Perfil de temperaturas en tuberías de producción.

La temperatura a lo largo del pozo puede determinarse, en forma sencilla y precisa, mediante el procedimiento propuesto por Romero Juárez.(3)

En el cálculo se emplea la ecuación de Ramey: (4)

$$T(Z, t) = g_e Z + T_{es} - g_e A + (T_{fs} + g_e A - T_{es}) \exp(-Z/A) \qquad (10.14)$$

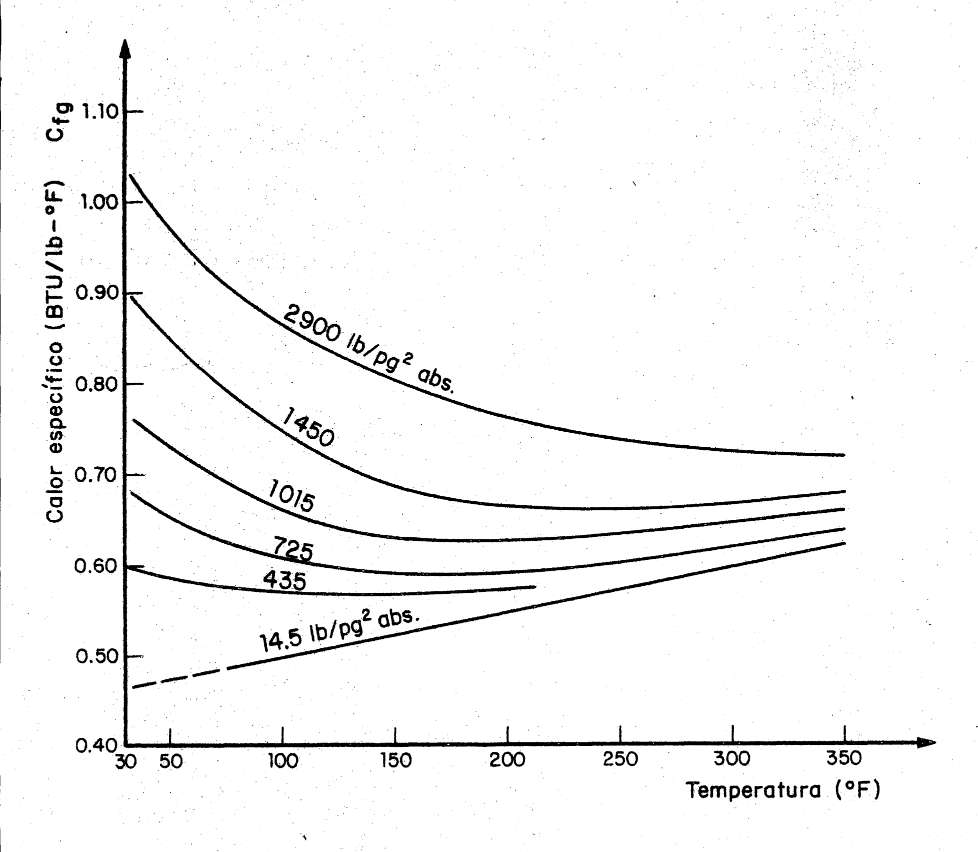


Fig 10.3 Calor epecífico del gas natural con densidad relativa de 0.6 a 0.7

Donde:

$$A = \frac{W_f\ C_f\ (K_{he} + r_{ti}\ U\ f(t))}{2\ \pi\ r_{ti}\ k_{he}\ U} \qquad (10.15)$$

Y

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h} + \frac{X_t + X_c}{K_{hs}} + \frac{X_{an}}{K_{han}} \qquad (10.16)$$

La función del tiempo f(t) puede calcularse, para tiempos menores de 400 dias, con:

$$\log\ f(t) = 0.31333\ \log\ Y - 0.06\ (\log\ Y)^2 + 0.006666\ (\log\ Y)^3 \qquad (10.17)$$

Donde:

$$Y = 552\ t\ /\ d_{ce}^{\ 2} \qquad (10.18)$$

La Ec. (10.15) puede escribirse, para un pozo inyector:

$$A = F\ i \qquad (10.19)$$

Donde:

$$F = \frac{\Omega_f\ C_f}{2\ K_{he}}\ \frac{1 + B\ f(t)}{B} \qquad (10.20)$$

$$B = r_{ti}\ U\ /\ K_{he} \qquad (10.21)$$

La nomenclatura usada en estas ecuaciones es:

A = función definida por la Ec. (10.15), pies

B = cantidad definida por la Ec. (10.21)

C_f = calor específico del fluido, Btu/lb_m - °F

d_{ce} = diámetro exterior de la T.R., pg

d_{ci} = diámetro interno de la T.R., pg

d_{te} = diámetro externo de la T.P., pg

d_{ti} = diámetro interno de la T.P., pg

F = factor definido por la Ec. (10.20)

$f(t)$= función del tiempo de la conducción de calor

g_e = gradiente geotérmico, °F/pie

h = coeficiente de transferencia de calor de la película interior, Btu/dia - pie^2 - °F

i = gasto de inyección, bl/dia

K_{han} = conductividad térmica en el espacio anular, Btu/dia-pie - °F

K'_{he} = conductividad térmica de la tierra, Btu/dia - pie - °F

K_{hs} = conductividad térmica del acero, Btu/dia - pie - °F

r_{ti} = radio interior de la T.P., pies

t = tiempo, dias

T_{bh} = temperatura en el fondo del pozo, °F

T_{es} = temperatura del terreno en la superficie, °F

T_{fs} = temperatura del fluido en la superficie, °F

U = coeficiente de transferencia de calor total, Btu/dia-pie^2-°F

W_f = gasto másico, lb_m/dia

X_{an} = amplitud del espacio anular, pies

X_c = espesor de la T.R., pies

X_t = espesor de la T.P., pies

Ω_f = densidad del fluido lb_m/bl

10.4.1.- Temperaturas en un pozo inyector de agua.

Usando valores típicos de Ω_f = 350 lb/bl, C_f = 1 B_{tu}/lb_m - °F, K_{he} = 33.6 Btu/dia-pie - °F, K_{hs} = 600 Btu/dia - pie - °F y K_{han} = 9.432 Btu/dia-pie-°F (suponiendo el espacio anular lleno de agua), las ecuaciones (10.20) y (10.21) se convierten en:

$$F = 1.658\ (1 + B\ f\ (t)\ )/B \qquad (10.22)$$

$$B = d_{ti}\ U\ /\ 806.4 \qquad (10.23)$$

El valor de U, despreciando la resistencia al flujo de calor de los dos primeros términos de la Ec. (10.16), ya que son pequeños comparados con la resistencia al flujo de calor del espacio anular, queda:

$$U = 226.4\ /\ (d_{ci} - d_{te}) \qquad (10.24)$$

Sustituyendo en la Ec. (10.21)

$$B = 0.281\ d_{ti}\ /\ (d_{ci} - d_{te}) \qquad (10.25)$$

Para pozos inyectores a través de la T.R. (sin T.P.), $d_{te} = d_{ci}$, por lo que:

$$A = 1.658 \; i \; f(t) \qquad (10.26)$$

Cuando el espacio anular contiene aceite con:
$K_{hf} = 1.896$, $\gamma_{ro} = 0.8$ y $\mu_f = 0.3$ c.p., el valor de B, es:

$$B = 0.0564 \; d_{ti}/(d_{ci} - d_{te}) \qquad (10.27)$$

Ejemplo: Se desea calcular la temperatura de un pozo inyector de agua, a 14 000 pies, para un gasto de 2 400 bl/día, después de 50 días de inyección. El gradiente geotérmico es de 0.019 °F/pie. Otros datos son: $T_{fs} = 60°F$, $T_{es} = 70°F$, $d_{ci} = 5.675$ pg., $d_{ce} = 6.625$ pg.

Solución:

$$Y = (552)\,(50) \,/\, (6.625)^2 = 628.8359$$

$$f(t) = 3.5732$$

De la Ec. (10.26)

$$A = (1.658)\,(2400)\,(3.5732) = 14218$$

Sustituyendo en la Ec. (10.14)

$$T\,(Z,\,t) = (0.019)\,(14000) + 70 - (0.019)\,(14218)$$

$$+ \,(\,(60) + (0.019)\,(14218) - (70)\,)\,\exp\,(-14000/14218)$$

$$T = 163°F$$

10.4.2.- Temperaturas en un pozo productor de aceite y gas.[5]

Los pozos productores con gastos altos pueden sufrir elongaciones considerables en sus T.P. También es importante estimar la temperatura en la boca del pozo para definir el procesamiento de los fluidos producidos.

La Ec. (10.14), para un pozo productor, se convierte en:

$$T\,(Z,\,t) = T_{bh} + g_e\,(\,A\,(1 - \exp\,(-Z/A)\,) - Z\,) \qquad (10.28)$$

El valor de A se calcula con la Ec. (10.15), donde:

$$W_f = W_m = q_o\,M \qquad (10.29)$$

Para usar la Ec. (10.15) es necesario determinar previamente el valor de C_f, que puede obtenerse ponderando los calores específicos de cada fase con sus respectivos gastos másicos.

$$C_f = (W_g\,C_{fg} + W_o\,C_{fo} + W_w\,C_{fw}) \,/\, W_m \qquad (10.30)$$

Cuando el espacio anular contiene aceite, el valor de U puede aproximarse con:

$$U = 45.50 \,/\, (d_{ci} - d_{te}) \qquad (10.31)$$

En esta ecuación se considera que la conductividad térmica del aceite es de 1.896 Btu/día-pie-°F

Ejemplo: Calcular la temperatura en la boca de un pozo que produce 15 000 bl_o/día, al cabo de 30 días; si $\gamma_{ro} = 0.835$, $\gamma_g = 0.75$, $R = 2000$ pies^3 /bl. El yacimiento está a 9031 pies de profundidad y T_{bh} es de 212°F. El gradiente geotérmico es de 0.019 °F/pie. Los diámetros de las tuberías son: $d_{ce} = 9.626$ pg. $d_{ci} = 8.535$ pg. $d_{ti} = 6.094$ pg y $d_{te} = 7.000$ pg. El espacio anular contiene aceite. El calor específico de los fluidos producidos es de 0.55 Btu/lb -°F. La producción de agua es nula.

Solución:

Sustituyendo en la Ec. (10.15), los siguientes términos:

$$U = 45.50/(d_{ci} - d_{te})$$

$$r_{ti} = \frac{d_{ti}}{24}$$

$$K_{he} = 33.6$$

$$W_f = q_o\, M$$

$$K_{han} = 1.896$$

Se tiene:

$$A = \frac{q_o\, M\, C_f\, (d_{ci} - d_{te})\, (33.6 + 1.896\, d_{ti}\, f(t) \,/\, (d_{ci} - d_{te})\,)}{400.27\, d_{ti}} \qquad (10.32)$$

El valor de f(t) de acuerdo con las Ecs. (10.17) y (10.18), para t = 30 días y $d_{ce} = 9.626$ pg, resulta:

$$f(t) = 3.0025$$

El valor de M, según la Ec. (5.16), es:

$$M = 350.5\, \gamma_{ro} + 0.0764\, R\, \gamma_g$$

$$\therefore \quad M = 407.27\ lb_m \,/\, bl_o \text{ a c.s.}$$

Sustituyendo valores en la Ec. (10.32):

$$A = \frac{(15\ 000)(407.27)(0.55)((33.6)+(1.896)(6.094)(3.0025)/(1.535))}{(400.24)\ (6.094)\ /\ (1.535)}$$

$A = 118834.7$

Sustituyendo en la Ec. (10.28):

$$T_{th} = 212 + 0.019\ (118835\ (1 - \exp(-9031/118835)) - 9031)$$

$$T_{th} = 205.6\ °F$$

El mismo ejemplo, para q_o = 1000 bl_o/dia,

da:

$$T_{th} = 142.8\ °F$$

10.4.3.- Efecto Joule - Thompson en flujo multifásico.

Este efecto se presenta sólo cuando la presión es menor que la de saturación. Cuando el gas se libera en cantidades apreciables, su efecto debe ser considerado en la caída de la temperatura. El abatimiento en la temperatura, debido a la liberación y expansión del gas, puede calcularse con:[5]

$$\Delta T_b = k'\ (Z - Z_b) \qquad (10.33)$$

Donde:

k' = constante de abatimiento de la temperatura por el efecto Joule-Thompson, °F/pie

Z_b = Longitud a la que se tiene la presión de saturación del aceite, pies.

Para considerar el efecto descrito en los cálculos, basta introducir ΔT_b en las ecuaciones (10.10) y (10.28).

El valor de k', para pozos productores en Arabia con una relación gas-aceite de 540 pies^3/bl, resultó de 0.0015 °F/pie; sin embargo para altas relaciones gas aceite puede ser mayor dicho valor.

10.4.4.- Abatimiento de la temperatura en las tuberías conductoras verticales (risers) utilizadas en los sistemas de producción submarinos.

El ritmo de transferencia de calor en las tuberías submarinas es gene-

ralmente mayor que el existente en tuberías subterráneas. Esto se debe a las corrientes de convección del agua, que disipan el calor mas rapidamente que en la conducción para tuberías enterradas o la convección forzada de aire sobre una tubería superficial.

Las tuberías conductoras verticales generalmente están descubiertas, mientras que las líneas de recolección submarinas están recubiertas con concreto, para compensar el efecto de flotación. El efecto aislante de calor, del concreto, debe incluirse en los cálculos del abatimiento en la temperatura.

El perfil de la temperatura se calcula con la Ec. (10.10), cuando se tiene flujo multifásico. El problema para aplicar esta ecuación es el cálculo de U, que está dado por:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h} + \frac{X_r}{K_{hc}} + \frac{X_t}{K_{hs}} + \frac{1}{h_o} \qquad (10.34)$$

Donde:

X_r = espesor del recubrimiento de concreto, pies

X_t = espesor de la tubería, pies

K_{hc} = conductividad térmica del recubrimiento de concreto o del material aislante, Btu/dia - pie - °F.

h_o = coeficiente térmico de la película exterior, Btu/dia - pie^2-°F

Generalmente h puede despreciarse. Cuando el recubrimiento de concreto es mayor de 4 pg., también son despreciables K_{hs} y h_o. La conductividad térmica del concreto puede variar substancialmente con el contenido de humedad y su integridad estructural. La conductividad térmica de la película exterior es función de la velocidad del fluido ambiental, normal a la tubería.

El valor de h_o puede obtenerse mediante la aplicación de diversas correlaciones. Aquí se verá solamente la establecida por Fand, que es:[7]

$$N_u = (0.35 + 0.56\, R_e^{\,0.52})\, P_r^{\,0.3} \qquad (10.35)$$

En donde todas las propiedades se determinan a la media aritmética de las temperaturas del flujo libre y de la pared.

En esta ecuación:

N_u = número de Nusselt de la película exterior.

R_e = número de Reynolds de la película exterior.

P_r = número de Prandtl de la película exterior.

Los valores de estos números adimensionales se pueden obtener con las siguientes ecuaciones:

$$Nu = \frac{h_o\ d}{12\ K_f} \quad (10.36)$$

$$R_e = \frac{124\ d\ v_f\ \rho_f}{\mu_f} \quad (10.37)$$

$$P_r = 58.06\ \frac{C_f\ \mu_f}{K_f} \quad (10.38)$$

Ejemplo: Calcule el valor de U para una tubería conductora vertical descubierta, de 10 pg de diámetro exterior, sobre la cual se tiene una corriente de agua con una velocidad de un pie/seg. La temperatura del agua es de 50°F. El espesor de la tubería es de 0.02604 pies. La temperatura del fluido transportado en el interior de la tubería es de 190 °F.

Solución:

La temperatura media del fluido es:

$$\bar{T} = \frac{190 + 50}{2} = 120°F$$

Las propiedades del agua a esta temperatura, son:

$$\mu_w = 0.65 \text{ c.p.} \qquad C_f \doteq 1 \text{ Btu/lbm - °F}$$

$$K_w = 8.4 \text{ Btu/dia - pie - °F} \qquad \rho_f = 61.5\ \frac{lb}{pie^3}$$

El número de Reynolds es:

$$R_e = \frac{(124)\ (10)\ (1)\ (61.5)}{0.65} = 117323$$

El número de Prandtl es:

$$P_r = \frac{(58.06)\ (1)\ (0.65)}{(8.4)} = 4.4927$$

Sustituyendo valores en la Ec. (10.35)

$$N_u = \frac{h_o\ d}{12\ K_w} = (\ (0.35) + (0.56)\ (117323)^{0.52})\ (4.4927)^{0.3}$$

$$\therefore\ h_o = \frac{(380.756)\ (12)\ (8.4)}{(10)} = 3838$$

Sustituyendo en la Ec. (10.34), en la que se considera un valor de K_{hs} = 600, se tiene:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_o} + \frac{X_t}{k_{hs}}$$

Sustituyendo:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{3838} + \frac{0.02604}{600}$$

$$U = 3290 \text{ Btu/dia - pie}^2 \text{ - °F}$$

10.5.- Coeficiente de transferencia de calor.

Según se indicó, el cálculo del coeficiente de transferencia de calor es en sí un problema importante en la determinación del perfil de la temperatura en una tubería. Debido a la variedad de materiales que rodean a las tuberías, puede existir una mezcla compleja de pérdidas de calor. Por ejemplo, el espacio anular de un pozo revestido puede contener cemento, gas, agua, lodo o aceite. El valor del coeficiente de transferencia de calor puede modificarse además por la presencia de parafina, incrustaciones, recubrimientos anticorrosivos, etc. El término h es extremadamente complejo en flujo multifásico, ya que depende del patrón de flujo, además de los parámetros normalmente aceptados en flujo de una fase.

El valor de h puede estimarse usando la siguiente ecuación establecida por McAdams.[9]

$$N_u = \frac{hd}{K_{hf}} = 0.023\ R_e^{0.8}\ Pr^{0.4} \tag{10.39}$$

Donde los valores de N_u, Re y Pr, corresponden al del flujo en el interior de la tubería.

La ecuación anterior, expresada en unidades prácticas, es:

$$\frac{hd}{12\ K_{hf}} = 0.023 \left(\frac{124d\ v_f\ \rho_f}{\mu_f}\right)^{0.8} \left(\frac{58.06\ C_f\ \mu_f}{K_{hf}}\right)^{0.4} \tag{10.40}$$

El coeficiente de transferencia de calor cuando se tiene una tubería enterrada puede obtenerse con la siguiente ecuación:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h} + \frac{X_r}{K_{hc}} + \frac{X_t}{K_{hs}} + \frac{\ln(48Z/d)}{24\ K_{he}/d} \tag{10.41}$$

Donde:

X_r = espesor del recubrimiento, pies

Z = distancia entre la superficie del terreno y el centro de la tubería, pies.

K_{he} = conductividad térmica del suelo, Btu/dia-pie °F

d = diámetro interno de la tubería, pg.

En la Tabla 10.1 se muestran los valores de K_{he} de acuerdo con las características del terreno.

TABLA 10.1 VALORES DE K_{he} (10)

Tipo de suelo	Grado de humedad	K_{he} (Btu/dia pie °F)
Arenoso	Seco	10 - 20
Arenoso	Húmedo	22 - 29
Arenoso	Saturado	53 - 63
Arcilloso	Seco	9 - 14
Arcilloso	Humedo	19 - 24
Arcilloso	Saturado	29 - 44

Otros valores típicos de materiales usados como recubrimiento, son:(11)

Espuma de uretano	0.22	Btu/dia pie °F
Poliestireno	0.54	"
Concreto	24.00	"

REFERENCIAS: CAP. 10

1.- Coulter, D. M.: et al.: "Revised Equation Improves Flowing Gas Temperature Prediction". Oil and Gas Journal, Feb. 26, 1979.

2.- Hein M.: "Here are Methods for Sizing Offshore Pipelines". Oil and Gas Journal, Mayo 2, 1983.

3.- Romero Juárez A.:"A Simplified Method for Calculating Temperature Changes in Deep Wells" J.P.T. Junio, 1979.

4.- Ramey, H.J. Jr.: "Wellbore Heat Transmission", Trans. AIME (1962) 225.

5.- Yocum, B. T.: "Two Phase Flow in Well Flowlines". The Petroleum Engineer. Nov. 1959.

6.- Herfjord, H. J. y Tokle, K.: "Method offered for Overall Temperature Calculation in Producing Wells." Oil and Gas Journal. Junio 14, 1982.

7.- Fand, R. M.: "Heat Transfer by Forced Convection from a Cylinder to Water in Crossflow." Int. J. Heat Mass Transfer, 1965.

8.- Chierichi, G. L. etal.:"Pressure, Temperature Profiles are Calculated for Gas Flow." Oil and Gas Journal, Ene. 7, 1980

9.- McAdams, W.H.: "Heat Transmission", McGraw-Hill Book Co Inc., New York City, 1954.

10.- Carge, F. "Modern Design of Oil Pipe Lines", Petroleum Engineer, Mayo 1945.

11.- Marks, A.: "Handbook of Pipeline Engineering Computations". Penn Well Books, Tulsa, Okla, 1979.

12.- Lawton, L.L.:"Curves give Temperature Drop for Expanding Gases". World Oil, Enero 1984.

NOMENCLATURA:

Las unidades expuestas aquí corresponden a las de las ecuaciones que se usan en el texto para la resolución de problemas prácticos. Las ecuaciones básicas están en unidades consistentes.

A	área, pg^2
A_p	área anular, pg^2
B	factor de volumen, pie^3/pie^3
C	coeficiente de descarga del estrangulador, adimensional.
C	compresibilidad, pg^2/lb
C_f	calor específico del fluído, Btu/lb_m °F
d	diámetro, interno de la tubería,pg
d_c	diámetro del estrangulador, 64 avos de pg
d_{ce}	diámetro exterior de la T. R., pg
d_{ci}	diámetro interior de la T. R., pg
d_h	diámetro hidráulico, pg
d_{te}	diámetro exterior de la T.P., pg
d_{ti}	diámetro interior de T.P., pg
D	profundidad, pies
E	energía por unidad de masa, lb_f-pie/lb_m
E	factor de eficiencia, adimensional
E_k	pérdidas de presión por aceleración, lb_f/pg^2
f	factor de fricción
f_n	factor de fricción del diagrama de Moody para tuberías lisas
f_{tp}	factor de fricción para dos fases
f_o	relación aceite-líquido a c. esc.
f_w	relación agua-líquido a c. esc.
$f(t)$	función del tiempo en la conducción del calor en régimen variable
g	aceleración de la gravedad, $pies/seg^2$

g_c	factor de conversión en la 2a. ley de Newton, lb_m-pie/lb_f-seg^2
g_e	gradiente geotérmico, °F/pie
h	elevación, pies
h	coeficiente térmico de la película interior, Btu/día-pie^2- °F
h_o	coeficiente térmico de la película exterior, Btu/día-pie^2- °F
H	entalpia específica, Btu/lb_m
H_L	fracción del volumen de la tubería ocupada por líquido ("colgamiento"),
i	gasto de inyección, bl/día
II	índice de inyectividad, bl/día/lb_f/pg^2
J	índice de productividad, bl/día/lb_f/pg^2
K	relación de calores específicos
K_{han}	conductividad térmica en el espacio anular, Btu/día-pie °F
K_{hc}	conductividad térmica del recubrimiento del material
K_{he}	conductividad térmica del suelo, Btu/día-pie °F
K_{hf}	conductividad térmica del fluido, Btu/día-pie °F
K_{hs}	conductividad térmica del acero, Btu/día-pie °F
k'	constante de abatimiento de la temperatura por el efecto Joule-Thompson, °F/pie.
L	longitud, millas
L. D.	línea de descarga
L_e	longitud equivalente, millas
ln	logarítmo natural
log	logarítmo decimal
m	masa, lb_m
M	peso molecular, lb_m/mole-lb
M	masa asociada a un barril de aceite, lb_m/bl_o a c.s
n	número de moles, mole-lb

N_L número de la viscosidad del líquido, adimensional

N_u número de Nusselt de la película de fluido, adimensional

N_{gv} número de la velocidad del gas, adimensional.

N_{Lv} número de la velocidad del líquido, adimensional

N_{FR} número de Froude, adimensional

N_{Re} número de Reynolds, adimensional

N_{Reg} número de Reynolds del gas, adimensional

N_{ReL} número de Reynolds del líquido, adimensional

P presión, lb/pg^2

P_b presión de burbujeo, lb/pg^2

P_e presión corriente abajo del estrangulador, lb/pg^2

P_p presión de bombeo, lb/pg^2

P_r número de Prandtl de la película de fluído, adimensional

P_s presión de separación, lb/pg^2

P_{cs} presión a las condiciones estándar lb/pg^2

P_{pc} presión pseudocrítica, lb/pg^2

P_{pr} presión pseudoreducida

P_{th} presión en la boca del pozo, lb/pg^2

P_{wi} presión de fondo inyectando, lb/pg^2

P_{wf} presión de fondo fluyendo, lb/pg^2

P_{ws} presión estática (de fondo cerrado). lb/pg^2

q' gasto de producción a c. esc. bl/día

q gasto, bl/día

q_{op} gasto óptimo, bl/día

Q flujo de calor, Btu/día

r relación gas libre-aceite a c.e.

r_{ti} radio interior de la T.P., pies

r_e radio de drene, pies

r_w radio del pozo, pies

R constante de los gases reales, $(lb/pg^2\text{-}pie^3)$ (°R mole-lb)

R relación gas-aceite, $pies^3/bl$

R_e número de Reynolds de la película de fluído, adimensional

R_h radio hidráulico, pg

R_s relación de solubilidad, pie^3/bl

R_{sc} relación de solubilidad corregido, pie^3/bl

R_{sb} relación de solubilidad a p_b, pie^3/bl

R_{sr} relación de solubilidad real, pie^3/bl

Rs_{LAB} relación de solubilidad obtenida del laboratorio, pie^3/bl

R_{sw} relación de solubilidad del gas en el agua, $pies^3/bl$

t tiempo, días

T temperatura, °F

T_s temperatura de separación, °F

T_{cs} temperatura a las condiciones estándar, °F

T_{bh} temperatura en el fondo del pozo, °F

T_{es} temperatura de la roca en la superficie, °F

T_{fs} temperatura del fluido en la superficie, °F

T_{pc} temperatura pseudocrítica, °F

T_{pr} temperatura pseudoreducida, °F

T.R. tubería de producción

T.R. tubería de revestimiento

U coeficiente de conductividad térmica, $Btu/día\text{-}pie^2$ °F

v velocidad, pie/seg

v_m velocidad de la mezcla, pies/seg

v_L velocidad real del líquido, pies/seg

v_g	velocidad real del gas, pies/seg
v_{SL}	velocidad superficial del líquido, pies/seg
v_{sg}	velocidad superficial del gas, pies/seg
V	volumen, $pies^3$
V	volumen específico, pie^3/lb_m
V_m	volumen de la mezcla a. c. de esc. por barril de aceite producido a.c.s., $pies^3/bl$
W	gasto másico, $lb_m/día$
w	gasto másico, lb_m/seg
WOR	relación agua-aceite a c.s. bl_w/bl_o
X_{an}	amplitud del espacio anular, pies
X_c	espesor de la T.R., pies
X_t	espesor de la T.P., pies
Z	factor de compresibilidad del gas
Z	profundidad bajo el nivel de la superficie, pies
$\Delta p/\Delta L$	gradiente de presión, $lb_f/pg^2/pie$
γ_g	densidad relativa del gas (aire=1.00)
γ_w	densidad relativa del agua
γ_o	densidad del aceite, °API
γ_{gd}	densidad relativa del gas disuelto (aire=1.000)
γ_{gf}	densidad relativa del gas libre (aire=1.000)
γ_{gs}	densidad relativa del gas a una p_s = 100 lb/pg^2 man.
γ_{gp}	densidad relativa del gas a p_s y T_s
γ_{ro}	densidad relativa del aceite producido (agua=1.000)
ϵ	rugosidad,pg
η	coeficiente de Joule-Thompson, $°F/lb_f/pg^2$
Ψ	relación de gastos másicos (w_g/w_L)
θ	ángulo de la tubería con la horizontal, grados

ρ_g densidad del gas, lb_m/pie^3

ρ_o densidad del aceite, lb_m/pie^3

ρ_w densidad del agua, lb_m/pie^3

ρ_{ob} densidad del aceite a p_b, lb_m/pie^3

ρ_m densidad de la mezcla, lb_m/pie^3

ρ_{ns} densidad de la mezcla sin resbalamiento, lb_m/pie^3

ρ_L densidad del líquido, lb_m/pie^3

λ colgamiento sin resbalamiento

μ_o viscosidad del aceite, cp

μ_g viscosidad del gas, cp

μ_{ob} viscosidad del aceite a p_b, cp

μ_{om} viscosidad del aceite muerto, cp

μ_L viscosidad del líquido, cp

μ_m viscosidad de la mezcla, cp

μ_{ns} viscosidad de la mezcla sin resbalamiento, cp

σ_o tensión superficial del aceite, dinas/cm

σ_L tensión superficial de la mezcla, dinas/cm

η coeficiente de Joule-Thompson. $°F/lb/pg^2$

Ω_f densidad del fluido, lb_m/bl

Δ incremento finito

Δh incremento de elevación, pies

ΔL incremento de longitud, pies

Δp caída de presión, lb/pg^2

Δv incremento de velocidad, pies/seg

ΔW pérdida de energía, lb_f-pie/lb_m

SUBINDICES

a	aire
b	burbujeo
c.esc	condiciones de escurrimiento
cs	condiciones atmosféricas
f	fricción
g	gas
L	líquido
m	masa
m	mezcla
ns	sin resbalamiento
o	aceite
s	separación
w	agua
1	corriente arriba del estrangulador
2	corriente abajo del estrangulador

CONSTANTES Y FACTORES DE CONVERSION

Constantes

Condiciones base (c.s.)	14.7 lb/pg^2 y 60°F
Temperatura absoluta, correspondiente a 0°F .	460° R
Peso molecular del aire seco	28.97 lb/mole-lb
Volumen de 1 mole - lb de gas a c.s..	379.4 pies^3
Densidad del agua a c.s.	62.428 lb/pie^3
Densidad del aire a c.s.	0.0764 lb/pie^3
Carga hidrostática de 1 pie de agua a c.s. . .	0.433 lb/pg^2
R	10.73 (lb/pg^2-pie^3)/(°R mole-lb)
g_c	32.17 lb_m pie / lb_f seg^2

Conversiones

Longitud

1 pg = 2.54 cm

1 pie = 30.48 cm

1 milla = 5277 pies

Presión

1 atm = 1.033 kg/cm^2

1 kg/cm^2 = 14.223 lb/pg^2

1 atm = 14.696 lb/pg^2 abs

Temperatura

°F = 1.8 °C + 32

°C = 5/9 (°F - 32)

°R = °F + 460

Volumen

1 bl = 42 gal
1 bl = 5.6146 pie^3
1 m^3 = 6.2896 bl
1 m^3 = 35.314 pie^3
1 bl = 158.987 lt

Masa

1 lb = 453.59 gr
1 kg = 2.2046 lb

Densidad

$$\gamma_{o} = \frac{141.5}{131.5 + °API}$$

$$°API = \frac{141.5}{\gamma_{o}} - 131.5$$

1 gr/cm^3 = 62.428 lb/pie^3

1 gr/cm^3 = 350.63 lb/bl

1 lb/pie^3 = 5.6166 lb/bl

Transferencia de calor

1 Btu = 1.055 x 10^3 joules

1 watt = 3.4121 Btu/hr

1 watt/m = 1.0403 Btu/hr pie

1 watt/m^2 °C = 0.1761 Btu/hr pie^2°F

Viscosidad

1 cp = 6.7197 x 10^{-4} lb_m/ pie-seg

1 cp = 0.04031 lb_m/pie-min